



TUGAS AKHIR - TK145501

**PABRIK BENZENE DARI TOLUENE DAN
HIDROGEN DENGAN PROSES
*HYDRODEALKILASI THERMAL***

SELLANANDA SELLY PRATIWI
NRP. 2314 030 035

IBNU MUBAROK
NRP. 2314 030 036

Dosen Pembimbing
Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT.

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
2017



TUGAS AKHIR - TK145501

**PABRIK BENZENE DARI TOLUENE DAN
HIDROGEN DENGAN PROSES
*HYDRODEALKILASI THERMAL***

SELLANANDA SELLY PRATIWI
NRP. 2314 030 035

IBNU MUBAROK
NRP. 2314 030 036

Dosen Pembimbing
Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT.

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
2017



FINAL PROJECT - TK145501

**BENZENE PLANT FROM TOLUENE AND
HYDROGEN BY THERMAL
HYDRODEALKILATION PROCESS**

SELLANANDA SELLY PRATIWI
NRP. 2314 030 035

IBNU MUBAROK
NRP. 2314 030 036

Lecture
Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT.

STUDY PROGRAM OF DIII CHEMICAL ENGINEERING
DEPARTMENT OF INDUSTRIAL CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Vocational
Institute Technology of Sepuluh Nopember
2017

LEMBAR PENGESAHAN

LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL : PABRIK BENZENE DARI TOLUENE DAN HIDROGEN DENGAN PROSES *HYDRODEALKILASI THERMAL*

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
pada
Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh

Sellananda Selly Pratiwi
Ibnu Mubarak

(NRP 2314 030 035)
(NRP 2314 030 036)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

Dosen Pembimbing



Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT.
NIP. 19580703 198502 2 001

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
FV-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.
NIP. 19580312 198601 1 001

SURABAYA, 25 JULI 2017

LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 17 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul
**“Pabrik Benzene dari Toluene dan Hidrogen dengan Proses
Hydrodealkilasi Thermal”,** yang disusun oleh :

Sellananda Selly Pratiwi
Ibnu Mubarok

(NRP 2314 030 035)
(NRP 2314 030 036)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.



2. Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA.



Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT.



SURABAYA, 28 JULI 2017

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah segala puji syukur kami panjatkan ke hadirat Allah SWT yang menguasai alam semesta ini, sholawat serta salam kebaikan tak lupa selalu kami haturkan kepada junjungan kami Rasulullah Muhammad SAW. Tiada pertolongan kecuali atas limpahan rahmat dan nikmat Allah SWT, sehingga penulis dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir dengan judul “Pabrik Benzene dari Toluene dan Hidrogen dengan Proses Hydrodealkilasi Thermal”. Tugas Akhir disusun sebagai salah satu persyaratan kelulusan pada Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dalam penyusunan Tugas Akhir, penulis banyak mendapat saran, dorongan, bimbingan sehingga penulis dapat melaksanakan dan menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini dengan sebaik-baiknya. Oleh karena itu dengan segala hormat dan kerendahan hati perkenankanlah penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan pertolongan-Nya.
2. Orang tua dan keluarga yang senantiasa mencurahkan dukungan dan doanya dalam setiap langkah kami serta jasa-jasa lain yang terlalu sulit untuk diungkapkan.
3. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
4. Ibu Warlinda Eka Triastuti, S.Si., MT. selaku Koordinator Pelaksana Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
5. Ibu Ir. Lily Pudjiastuti, MT. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

6. Bapak Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc., dan Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA., selaku Dosen Penguji Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
7. Ibu Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng. selaku Dosen Wali
8. Segenap Dosen, staf dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
9. Seluruh teman-teman angkatan 2014 (Nitro'14) Departemen Teknik Kimia Industri yang telah memberikan motivasi dan semangat.
10. Dan semua pihak yang telah membantu penyusun hingga terselesainya laporan Tugas Akhir ini yang tidak dapat disebutkan satu-persatu.

Dalam penyusunan tugas akhir ini, penulis menyadari masih terdapat banyak kekurangan yang dibuat baik sengaja maupun tidak sengaja dikarenakan keterbatasan ilmu pengetahuan dan wawasan serta pengalaman yang penulis miliki. Untuk itu penulis memohon maaf atas segala kekurangan tersebut, serta penulis mengharapkan saran dan kritik untuk perbaikan di masa mendatang. Akhir kata semoga dapat bermanfaat bagi penulis sendiri, pembaca dan masyarakat luas. Aamiin.

Surabaya, 28 Juli 2017

Penulis

PABRIK BENZENE DARI TOLUENE DAN HIDROGEN DENGAN PROSES *HYDRODEALKILASI THERMAL*

Nama Mahasiswa : 1. Sellananda Selly Pratiwi 2314 030 035
 2. Ibnu Mubarak 2314 030 036

Departemen : Teknik Kimia Industri FV - ITS

Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Lily Pudjiasuti, MT.

ABSTRAK

Toluene dan hidrogen merupakan bahan kimia dasar yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan benzene. Benzene merupakan senyawa volatile yang banyak digunakan sebagai bahan baku nitrobenzene, chlorobenzene, maleic anhidrat serta beberapa produk lainnya.

Proses produksi dilakukan dengan menggunakan proses hydrodealkilasi thermal. Pabrik dengan kapasitas produksi sebesar 100000 ton/tahun akan didirikan di Cilegon, Banten dengan pertimbangan kemudahan akses bahan baku dan distribusi produk. Proses pembuatan benzene meliputi 4 tahap. Tahap pre-treatment digunakan untuk mengubah fase bahan baku toluene liquid menjadi gas. Tahap hydrodealkilasi thermal adalah tahap mengkonversi toluene dan hidrogen menjadi benzene dan diphenyl. Tahap pemisahan digunakan untuk memisahkan produk benzene dengan gas yang terikut di dalamnya menggunakan flash tank. Keluaran gas dari flash tank yang mengandung banyak hidrogen akan direcycle kembali. Tahap pemurnian produk digunakan untuk memisahkan produk benzene dengan toluene menggunakan kolom distilasi, dilanjutkan dengan distilasi kedua untuk toluene yang akan di recycle.

Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dengan basis 24 jam/hari. Toluene yang dibutuhkan sebanyak 16697,12 kg/jam dan hidrogen sebanyak 1424,43 kg/jam. Kebutuhan utilitas pabrik adalah air sanitasi dan air pendingin dengan jumlah 301,23 m³/jam. Limbah yang dihasilkan pabrik berupa limbah cair dari kegiatan domestik dan bekas penggunaan oli serta limbah gas yang berasal dari gas keluaran flash tank.

Kata kunci: *benzene, toluene, hydrodealkilasi thermal.*

BENZENE PLANTT FROM TOLUENE AND HYDROGEN BY THERMAL HYDRODEALKILATION PROCESS

Name : 1. Sellananda Selly Pratiwi 2314 030 035
2. Ibnu Mubarak 2314 030 036
Department : Industrial Chemical Engineering FV - ITS
Lecture : Dr. Ir. Lily Pudjiasuti, MT.

ABSTRACT

Toluene and hydrogen are the basic chemicals that can be used as raw materials for the manufacture of benzene. Benzene is a volatile compound widely used as a raw material of nitrobenzene, chlorobenzene, maleic anhydride and several other products.

The production process is carried out by using thermal hydrodealkilation process. Factories with a production capacity of 100000 tons / year will be established in Cilegon, Banten with consideration of ease of raw material access and product distribution. The process of making benzene includes 4 stages. The pre-treatment stage is used to convert the toluene liquid raw material phase into gas. Thermal hydrodealkilation stage is the stage of converting toluene and hydrogen into benzene and diphenyl. The separation step is used to separate the benzene product with the gas that is enclosed in it using a flash tank. The gas output from the flash tank containing a lot of hydrogen will be recycled again. The purification step of the product is used to separate the benzene product by toluene using a distillation column, followed by a second distillation for toluene to be recycled.

The plant is planned to operate continuously for 330 days / year on a 24 hour / day basis. Toluene needed is 16697,12 kg / hour and hydrogen is 1424,43 kg / hour. The needs of factory utilities are sanitation and cooling water with the amount of 301.23 m³ / hr. Wastes generated by the factory in the form of liquid waste from domestic activities and the former use of oil and waste gas derived from the gas output flash tank.

Keywords : benzene, toluene, thermal hydrodealkilation

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
LEMBAR REVISI	
KATA PENGANTAR.....	i
ABSTRAK	iii
ABSTRACT	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR GRAFIK	viii
DAFTAR TABEL	ix
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori	I-12
I.3 Kegunaan	I-15
I.4 Sifat Fisika dan Kimia	I-16
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses	II-5
II.3 Uraian Proses Terpilih.....	II-6
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	VI-1
VI.1 Air	VI-1
VI.2 Proses Pengolahan Air	VI-3
VI.3 Listrik.....	VI-5
VI.4 Perhitungan Kebutuhan Air	VI-5
BAB VII KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA	
VII.1 K3 Secara Umum	VII-1
VII.2 K3 pada Pabrik Benzene.....	VII-5
BAB VIII INSTRUMENTASI	
VIII.1 Instrumentasi secara Umum dalam Industri	VIII-1
VIII.2 Sistem Instrumentasi pada Pabrik Benzene.....	VIII-4

BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH	
IX.1 Pengolahan Limbah secara Umum	IX-1
IX.2 Pengolahan Limbah pada Pabrik Benzene	IX-2
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	xi
DAFTAR PUSTAKA.....	xii
LAMPIRAN:	
1. Apendiks A – Perhitungan Neraca Massa	
2. Apendiks B – Perhitungan Neraca Energi	
3. Apendiks C – Spesifikasi Alat	
4. <i>Flowsheet</i> Pabrik Benzene	
5. <i>Flowsheet</i> Utilitas	

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Blok Diagram Pembuatan Benzene dengan Proses <i>Catalytic Reforming</i>	I-13
Gambar I.2	Blok Diagram Pembuatan Benzene dengan Proses <i>Hydrodealkilasi</i>	I-14
Gambar I.3	Blok Diagram Pembuatan Benzene dengan Proses Disproporsionasi.....	I-15
Gambar II.1	Pembuatan Benzene dengan Proses <i>Catalytic Reforming</i>	II-2
Gambar II.2	Pembuatan Benzene dengan Proses Hydrodealkilasi	II-3
Gambar II.3	Pembuatan Benzene dengan Proses Disproporsionasi	II-4

DAFTAR GRAFIK

Grafik I.1	Kurva Produksi Benzene di Indonesia I-7
Grafik I.2	Kurva Konsumsi Benzene di Indonesia I-1
Grafik I.3	Kurva Ekspor Benzene di Indonesia I-2
Grafik I.4	Kurva Impor Benzene di Indonesia I-3

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data Produksi dan Konsumsi Benzene di Indonesia	I-3
Tabel I.2	Data Ekspor dan Impor Benzene di Indonesia	I-3
Tabel I.3	Produsen Benzene di Indonesia.....	I-4
Tabel I.4	Produsen Toluene di Indonesia	I-5
Tabel I.5	Produsen Gas Hidrogen di Indonesia	I-5
Tabel I.6	Data Impor Benzene di Indonesia	I-6
Tabel I.7	Produsen dari Derivat Benzene di Indonesia.....	I-7
Tabel I.8	Derivat dari Benzene serta Kegunaannya.....	I-15
Tabel I.9	Sifat Fisik Toluene	I-16
Tabel I.10	Sifat Fisik Hidrogen	I-17
Tabel I.11	Sifat Fisik Benzene.....	I-18
Tabel I.12	Sifat Fisik Diphenyl.....	I-19
Tabel II.1	Perbandingan Macam-macam Proses Pembuatan Benzene	II-5
Tabel III.1	Komposisi Feed Toluene	III-1
Tabel III.2	Komposisi Feed Hidrogen	III-1
Tabel III.3	Neraca Massa Percabangan 1	III-2
Tabel III.4	Neraca Massa Percabangan 2	III-2
Tabel III.5	Neraca Massa Reaktor (R-210)	III-2
Tabel III.6	Neraca Massa Flash Tank (H-310).....	III-3
Tabel III.7	Neraca Massa Flash Tank (H-320).....	III-3
Tabel III.8	Neraca Massa Kolom Distilasi Benzene (D-330).....	III-3
Tabel III.9	Neraca Massa Akumulator (A-334)	III-4
Tabel III.10	Neraca Massa Reboiler (E-335)	III-4
Tabel III.11	Neraca Massa Kolom Distilasi Toluene (D-340).....	III-4
Tabel III.12	Neraca Massa Akumulator (A-343)	III-5
Tabel III.13	Neraca Massa Reboiler (E-344)	III-5
Tabel IV.1	Neraca Panas Percabangan 1	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Panas Percabangan 2	IV-1
Tabel IV.3	Neraca Panas Vaporizer (V-130).....	IV-2

Tabel IV.4	Neraca Panas Furnace (Q-212).....	IV-2
Tabel IV.5	Neraca Panas Reaktor (R-210)	IV-2
Tabel IV.6	Neraca Panas Cooler (E-311)	IV-2
Tabel IV.7	Neraca Panas Heat Exchanger (E-332)	IV-3
Tabel IV.8	Neraca Panas Kolom Distilasi Benzene (D-330)	IV-1
Tabel IV.9	Neraca Panas Kolom Distilasi Toluene (D-340).....	IV-1
Tabel VI.1	Kebutuhan Air Sebagai Media Pendingin	VI-6
Tabel VII.1	Keselamatan dan Kesehatan Kerja untuk Pekerja di Pabrik Benzene	VII-5
Tabel VIII.1	Identifikasi Instrumen.....	VIII-4
Tabel VIII.2	Instrumentasi pada Pabrik Benzene.....	VIII-4

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Sebagai negara berkembang, Indonesia banyak melakukan pembangunan dalam berbagai bidang, salah satunya bidang industri. Kegiatan perindustrian di Indonesia berkembang pesat dan mengalami peningkatan setiap tahunnya sehingga kebutuhan akan bahan baku semakin melonjak, terutama dalam bidang industri kimia. Pemenuhan bahan baku untuk industri kimia di Indonesia kebanyakan mengandalkan dari impor luar negeri sehingga setiap industri harus mengeluarkan biaya lebih banyak untuk memenuhi kebutuhan bahan baku. Salah satu bahan baku yang sering menjadi komoditi impor Indonesia adalah *benzene*.

Perkembangan industri petrokimia di dunia yang begitu pesat, menyebabkan meningkatnya kebutuhan akan *benzene*. Dalam penggunaannya, *benzene* memiliki kegunaan yang sangat beragam seperti untuk pembuatan *chlorobenzene*, *cumene*, *alkylbenzene*, *cyclohexane* dan beberapa derivat lainnya. Pabrik *benzene* pertama di Indonesia didirikan pada tahun 1993, oleh PT Trans Pacific Petrochemical Indotama (TPPI). Pabrik ini terletak di Medan dan merupakan pabrik dengan penanaman modal asing. Di Indonesia kebutuhan *benzene* rata-rata masih tinggi dan produksi dalam negeri belum mencukupi sehingga pemerintah Indonesia melakukan impor *benzene* dari beberapa negara di dunia.

Berdasarkan pertimbangan akan kebutuhan yang terus meningkat, pendirian pabrik *benzene* di Indonesia sangatlah memungkinkan. Pendirian pabrik *benzene* akan memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi ketergantungan terhadap impor serta memberikan keuntungan secara ekonomi di lingkup industri. Selain itu, produk *benzene* yang dihasilkan dari pabrik baru dalam jangka panjang dapat menjadi komoditi ekspor apabila pemenuhan dalam negeri sudah mencukupi.



I.1.1 Sejarah Benzene

Benzene ditemukan pertama kali pada tahun 1825 oleh seorang ilmuwan inggris bernama Michael Faraday. Beliau menemukan *benzene* dengan mengisolasiannya dari hidrokarbon (berupa minyak bumi dan gas alam) kemudian menamakannya bikarbunet dari hidrogen. Kemudian pada tahun 1833, seorang kimiawan Jerman bernama Eilhard Mitscherlich berhasil menghasilkan *benzene* melalui distilasi asam benzoat dan kapur. Beliau memberikan nama pada temuannya tersebut dengan nama benzin (*Kirk-Othmer, 1978*).

Pada tahun 1845, kimiawan Inggris, Charles Mansfield yang sedang bekerja di bawah August Wilhelm von Hofman mengisolasi *benzene* dari coal tar (tir). Kemudian pada tahun 1849, Mansfield berhasil memulai produksi *benzene* dengan skala besar dengan metode tir tersebut (*Kirk-Othmer, 1978*).

Struktur *benzene* diperkenalkan oleh A. Kekule pada tahun 1865 sebagai bentuk planar, cincin enam karbon dengan ikatan tunggal dan ganda selang-seling dengan satu atom hidrogen melekat pada setiap atom karbon. Namun, struktur yang diperkenalkan oleh Kekule dianggap kurang merepresentasikan *benzene* itu sendiri (*Ullmann, 2003*).

Benzene dengan rumus kimia C_6H_6 merupakan senyawa yang *volatile*, tidak berwarna dan mudah terbakar. Umumnya *benzene* banyak digunakan sebagai bahan baku dalam sintesis dari *styrene*, *phenol*, *cyclohexane*, *aniline*, *alkylbenzene*, *chlorobenzene* dan produk lain yang digunakan dalam proses produksi obat, insektisida dan plastik. *Benzene* juga dapat digunakan sebagai *solvent* dalam suatu ekstraksi (*McKetta, 1977*).

Beberapa tahun yang lalu *benzene* dibuat dari *coal tar*, namun beberapa proses terbaru seperti *catalytic reforming* dari *naphta* dan *hydrodealkylation* dari *toluene* lebih sesuai. *Benzene* adalah *natural component* dari *petroleum*, tetapi tidak dapat langsung dipisahkan dari *crude oil* dengan distilasi biasa karena adanya formasi azeotrop dengan beberapa senyawa hidrokarbon yang lain (*Speight, 2002*).



I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Benzene merupakan bahan kimia yang digunakan dalam berbagai industri. *Benzene* digunakan oleh industri sebagai bahan baku untuk pembuatan beberapa produk misalnya *nitrobenzene*, *cumene*, *maleic anhydride*, *chlorobenzene* dan *styrene*. Karena kegunaannya yang sangat kompleks menimbulkan tingginya angka impor *benzene* di Indonesia. Beberapa pabrik *benzene* di Indonesia hanya mampu memproduksi *benzene* dalam jumlah yang tidak terlalu besar sehingga kebutuhan dalam negeri belum dapat terpenuhi seluruhnya dan masih mengimpor dari luar negeri. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, diketahui bahwa impor produk *benzene* cenderung fluktuatif setiap tahunnya. Berikut ini adalah data produksi, konsumsi, ekspor, dan impor *benzene* beberapa tahun terakhir :

Tabel I.1 Data Produksi dan Konsumsi *Benzene* di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton/Tahun)	Konsumsi (Ton/Tahun)
2010	152.774	17.4374
2011	229.877	22.8308
2012	239.376	25.9193
2013	213.241	31.7720
2014	255.587	33.6420

(Kemenperin, 2014).

Tabel I.2 Data Ekspor dan Impor *Benzene* di Indonesia

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)	Impor (Ton/Tahun)
2010	144.891	150.093
2011	201.890	166.098
2012	221.915	153.279
2013	212.959	183.241
2014	246.593	209.786

(BPS, 2016).



Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik diatas, menunjukkan bahwa kebutuhan *benzene* di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami kenaikan namun sifatnya fluktuatif. Selain itu, produksi dalam negeri belum cukup untuk memenuhi kebutuhan *benzene* di Indonesia. Berikut ini adalah beberapa produsen *benzene* di Indonesia beserta kapasitas produksinya :

Tabel I.3 Produsen *Benzene* di Indonesia

Nama Produsen	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk (<i>Chandra Asri Petrochemical, 2016</i>).	160.000
PT. Pertamina RU IV (<i>Pertamina, 2016</i>).	110.000
PT. Humpuss Aromatik (<i>Humpuss Aromatik, 2015</i>).	160.000
PT. TPPI	250.000

Dari beberapa data diatas, dapat diketahui bahwa produksi di Indonesia masih belum mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri. Selain itu, bisa jadi beberapa pabrik yang awal mulanya turut memproduksi *benzene* berhenti beroperasi sehingga mempengaruhi pemenuhan kebutuhan dalam negeri. Dengan pertimbangan diatas, maka direncanakan pendirian pabrik *benzene* baru di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan industri. Pendirian pabrik baru di Indonesia bertujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga Indonesia dapat mandiri tanpa harus tergantung pada arus impor *benzene* serta dapat membuka lapangan pekerjaan baru untuk mengurangi angka pengangguran yang cukup tinggi di Indonesia. Dengan adanya pabrik baru, produksi dalam negeri dapat meningkat sehingga pendapatan negara juga akan ikut meningkat.



I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Semakin besarnya kebutuhan *benzene*, maka kebutuhan akan bahan baku juga semakin meningkat. Bahan baku pembuatan *benzene* adalah *toluene* dan gas hidrogen. *Toluene* dapat diperoleh dari dalam negeri karena produksinya yang cukup. Berikut ini merupakan beberapa industri pemasok bahan baku *toluene* :

Tabel I.4 Produsen *Toluene* di Indonesia

Nama Produsen	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (<i>TPPI</i> , 2016).	100.000
PT. Makassar Petrosel (<i>Makassar Petrosel</i> , 2016).	150.000
PT. Citra Pacific Aromatic (<i>Citra Pacific Aromatic</i> , 2016).	72.000
PT. Humpuss Aromatic (<i>Humpuss Aromatik</i> , 2015).	260.000
PT. Styrindo Mono Indonesia (<i>Styrindo Mono Indonesia</i> , 2016).	620.000

Untuk bahan baku gas hidrogen dapat diperoleh dari produsen yang ada dalam negeri antara lain sebagai berikut :

Tabel I.5 Produsen Gas Hidrogen di Indonesia

Nama Produsen	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Indonesia Hydrogen (<i>Indonesia Hydrogen</i> , 2013).	155.000
PT. Air Liquide Indonesia (<i>Air Liquide Indonesia</i> , 2016).	160.000
PT. Indogas Raya Utama (<i>Samator</i> , 2014).	180.000
PT. Samator Gas Kendal (<i>Samator</i> , 2014).	108.000
PT. Samator Gas (<i>Samator</i> , 2014).	640.000



I.1.4 Kebutuhan

Produksi *benzene* pada awalnya berasal dari *coal*, namun seiring berjalannya waktu produksi dari *coal* semakin turun karena bahan dasar yang mulai sulit diperoleh. Oleh karena itu, *benzene* akhirnya mulai diproduksi dari petroleum dengan beberapa proses yang lebih sesuai.

Benzene menjadi salah satu komoditi ekspor-impor di dunia karena penggunaannya yang kompleks sebagai bahan baku derivat-derivat lainnya, terutama dalam industri petrokimia. *Benzene* sebagai bahan intermediet akan diolah kembali menjadi berbagai macam produk untuk memenuhi kebutuhan pasar dunia.

Indonesia sendiri juga menjadi salah satu negara dengan kebutuhan *benzene* yang cukup besar. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, Indonesia masih mengimpor *benzene* setiap tahunnya. Berikut adalah data impor *benzene* dalam kurun waktu 5 tahun terakhir :

Tabel I.6 Data Impor *Benzene* di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2010	150.093
2011	166.098
2012	153.279
2013	183.241
2014	209.786

(BPS, 2016).

Berdasarkan data impor *benzene* Indonesia, maka dapat diketahui apabila kebutuhan *benzene* yang dipenuhi dari impor sifatnya cenderung fluktuatif. Komoditi impor tersebut digunakan sebagai bahan baku beberapa derivat *benzene* yang diproduksi oleh industri di Indonesia antara lain sebagai bahan baku pembuatan *alkylbenzene*, *nitrobenzene*, *chlorobenzene*, serta berbagai derivat lainnya. Semakin banyaknya industri pembuatan produk dengan bahan baku *benzene* dan masih tingginya angka impor maka dapat diketahui kebutuhan akan *benzene* cukup tinggi.



I.1.5 Aspek Pasar

Benzene merupakan salah satu bahan baku utama dalam proses industri, terutama produk petrokimia. Banyaknya kebutuhan produk yang berbahan baku *benzene* membuat kegiatan produksi derivat dari *benzene* terus dikembangkan sehingga permintaan pasar terhadap *benzene* juga meningkat. Berikut ini merupakan beberapa produsen derivat dari *benzene* beserta produk yang dihasilkan :

Tabel I.7 Produsen dari Derivat *Benzene* di Indonesia

Nama Produsen	Produk
PT. Justus Kimiaraya (<i>Justus Kimiaraya, 2016</i>).	<i>Maleic anhydride</i> , asam fumarat
PT. Styrindo Mono Indonesia (<i>Styrindo Mono Indonesia, 2016</i>).	<i>Styrene Monomer</i>
PT. Unggul Indah Cahaya Tbk (<i>Unggul Indah Cahaya, 2016</i>).	<i>Alkylbenzene</i>
PT. Smart Lab Indonesia (<i>Smart Lab Indonesia, 2016</i>).	<i>Chlorobenzene, phenol</i>
PT. Pancasakti Putra Kencana (<i>Pancasakti Putra Kencana, 2016</i>)	<i>Cyclohexane</i>

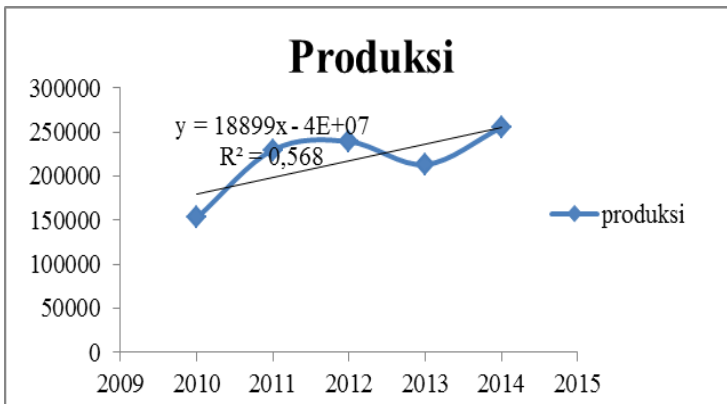
Berdasarkan data produsen penghasil derivat *benzene* diatas, maka dapat dipastikan bahwa kebutuhan *benzene* di Indonesia masih tinggi sedangkan pemenuhannya belum mencukupi. Kondisi ini membawa kesempatan besar kepada pabrik *benzene* yang baru untuk menjadi salah satu penyuplai bahan baku kegiatan industri di Indonesia. Dengan adanya pendirian pabrik baru maka pemenuhan kebutuhan *benzene* dari impor luar negeri dapat ditekan dan diganti dengan produksi *benzene* dalam negeri. Sedangkan dalam jangka panjang produksi



benzene di Indonesia dapat menjadi komoditi ekspor apabila kebutuhan dalam negeri sudah tercukupi atau bahkan berlebih.

1.1.6 Kapasitas dan Lokasi Pabrik

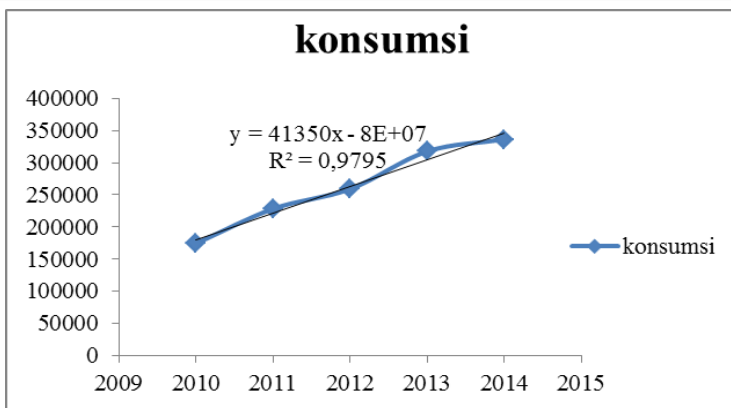
Pemenuhan kebutuhan *benzene* di Indonesia selama ini dipenuhi oleh kegiatan impor benzene. Dari data impor yang sudah diperoleh pada **Tabel I.2**, maka didapatkan kurva grafik yang menunjukkan jumlah impor *benzene* yang setiap tahunnya cenderung fluktuatif. Untuk menentukan kapasitas pabrik kita perlu melihat data produksi, konsumsi, impor, dan ekspor di Indonesia. Dengan data-data yang tersedia kita dapat memprediksi data ditahun 2021 dengan menggunakan persamaan garis. Berikut ini grafik-grafik tersebut :



Grafik I.1 Kurva Produksi *Benzene* di Indonesia

Dari **Grafik 1.1** didapatkan persamaan untuk memprediksi jumlah benzene tahun 2021 sebagai berikut :

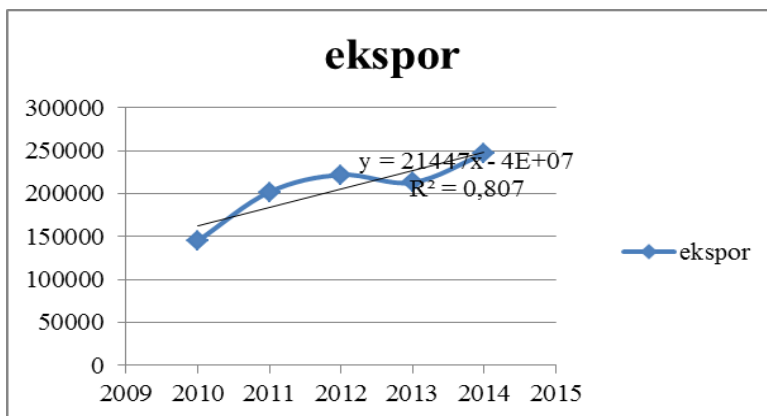
$$\begin{aligned}
 Y &= 18899x - 4E+07 \\
 &= 18899(11) - 2E+07 \\
 &= 207871,13 \text{ ton}
 \end{aligned}$$



Grafik 1.2 Kurva Konsumsi *Benzene* di Indonesia

Dari **Grafik 1.2** didapatkan persamaan untuk memprediksi jumlah konsumsi benzene tahun 2021 sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Y &= 41350x - 8E+07 \\ &= 41350(11) - 8E+07 \\ &= 454821,26 \text{ ton} \end{aligned}$$

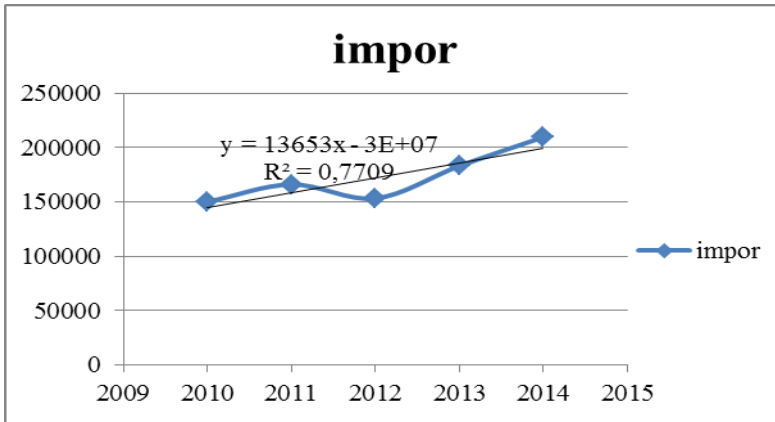


Grafik 1.3 Kurva Ekspor *Benzene* di Indonesia



Dari **Grafik I.3** didapatkan persamaan untuk memprediksi jumlah ekspor benzene tahun 2021 sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Y &= 21447x - 4E+07 \\ &= 21447(11) - 1E+07 \\ &= 235899,13 \text{ ton} \end{aligned}$$



Grafik 1.4 Kurva Impor *Benzene* di Indonesia

Dari **Grafik I.4** didapatkan persamaan untuk memprediksi jumlah impor benzene tahun 2021 sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Y &= 13653x - 3E+07 \\ &= 13653(11) - 3E+07 \\ &= 150167,85 \text{ ton} \end{aligned}$$

Dari prediksi tahun 2021 tersebut, kebutuhan *benzene* di Indonesia pada tahun 2021 yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\ &= (454821,26 + 235899,13) - (207871,13 + 150167,85) \\ &= 332681,41 \text{ ton} \end{aligned}$$



Dari prediksi kebutuhan pada tahun 2021 tersebut, pabrik direncanakan dapat memenuhi 30% dari jumlah kebutuhan tahun 2021 yaitu sekitar 100.000 ton/tahun.

Pemilihan lokasi pendirian pabrik merupakan salah satu faktor utama yang menentukan kelangsungan suatu pabrik untuk beroperasi jangka panjang. Pabrik *benzene* ini direncanakan didirikan di Cilegon. Dasar pertimbangan dari pemilihan lokasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Ditinjau dari lokasi ketersediaan sumber bahan baku

Lokasi ini dipilih karena berdekatan dengan sumber bahan baku (*toluene* dan hidrogen). Bahan baku *toluene* didapat dari PT. Styrimdo Mono Indonesia karena produksi *toluene* yang cukup banyak sedangkan produk *benzene* yang diproduksi hanya dalam jumlah kecil sehingga bahan baku *toluene* masih mencukupi. Sedangkan hidrogen dapat diperoleh dari PT. *Air Liquide Indonesia*, Cilegon.

2. Pemasaran Produk

Kota Cilegon adalah kota industri yang memiliki 109 industri baik skala kecil maupun besar yang telah didirikan di kota tersebut. *Benzene* merupakan bahan intermediet yaitu bahan untuk membuat produk seperti *cumene*, *ethylbenzene*, *alkylbenzene*, *styrene*, *cyclohexane*, *nitrobenzene*, detergen alkilat, dan sebagainya. Oleh karena kegunaannya yang cukup banyak, maka *benzene* diperlukan di berbagai sektor industri. Daerah Cilegon merupakan daerah yang tepat untuk daerah pemasaran karena banyaknya industri kimia yang menggunakan bahan baku *benzene*, seperti industri *alkylbenzene* yang diproduksi oleh PT. Unggul Indah Cahaya.

3. Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja ahli dan berkualitas dapat mengambil dari lulusan Universitas/Institut di seluruh Indonesia. Untuk tenaga kerja non ahli (operator) dapat mengambil dari non formal (dari daerah sekitar), sehingga tenaga kerja mudah didapatkan.



4. Lingkungan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga akan memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

I.2 Dasar Teori

Benzene dideskripsikan sebagai senyawa aromatis yang tidak berwarna, mudah menguap dan mudah terbakar dengan rumus molekul C_6H_6 . *Benzene* menjadi bahan baku untuk memproduksi banyak produk petrokimia dan bahan dari hydrocarbon lainnya. Beberapa bahan kimia lainnya yang berasal dari *benzene* antara lain *styrene*, *phenol*, *cyclohexane*; serta produk lain meliputi plastik, resin, intermediat lain yang digunakan dalam insektisida, obat, pewarna dan detergen. *Benzene* memiliki nilai oktan yang tinggi dan merupakan komponen penting dari bensin. Selain itu, *benzene* merupakan salah satu pelarut yang baik namun memiliki toksisitas yang tinggi sehingga penggunaannya sebagai pelarut dikurangi dan digantikan oleh bahan lain yang toksisitasnya tidak terlalu tinggi (Kirk-Othmer, 1978).

Benzene pertama kali ditemukan oleh Michael Faraday pada tahun 1825 dan menyebut *benzene* sebagai bikarbunet hidrogen. Selanjutnya pada tahun 1845, kimiawan Inggris, Charles Mansfield yang sedang bekerja di bawah August Wilhelm von Hofman mengisolasi *benzene* dari *coal tar* (tir). Kemudian mereka berhasil memulai produksi *benzene* secara komersil dengan proses tersebut antara tahun 1840-1850. Sedangkan struktur *benzene* dideskripsikan oleh A. Kekule pada tahun 1865 sebagai planar, cincin enam karbon dengan ikatan tunggal dan ganda selang-seling serta satu atom hidrogen melekat pada setiap atom karbon (Ullmann, 2003).

Benzene pada awalnya diproduksi dengan bahan dasar batubara (*coal*) serta minyak bumi. Selain itu, dikenal pula proses sintesis yang menggunakan bahan baku dari bahan aromatis yang sudah jadi seperti *toluene*. Proses pembuatan *benzene* secara



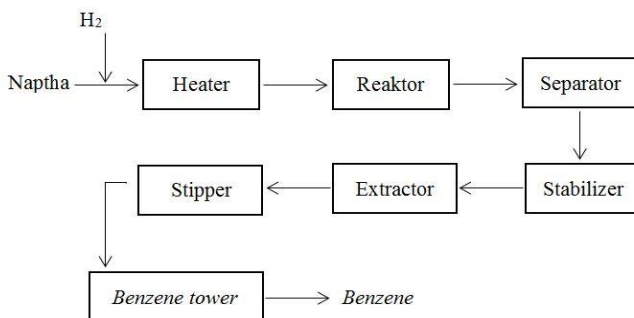
sistesis dikembangkan dengan sangat pesat mengingat kebutuhan *benzene* yang semakin meningkat. Macam-macam proses pembuatan *benzene* antara lain sebagai berikut:

1. *Catalytic reforming*

Catalytic reforming merupakan proses berbahan dasar naptha yang dikembangkan untuk mengubah naptha dan paraffin dalam *gasoline* yang mempunyai angka oktan rendah sehingga menjadi tinggi dan mengandung senyawa aromatis. Proses ini dioperasikan pada suhu 495-525°C dengan tekanan 0,7 – 3,5 MPa. Dalam proses reaksinya, digunakan katalis yaitu platinum-alumina. Reaksi yang terjadi pada *catalytic reforming* meliputi:

- Isomerisasi *paraffin*
- Hydrocracking*
- Isomerisasi/ dehidrogenasi *cyclohexane*
- Dehidrogenasi *paraffin*

(Ullmann, 2003).



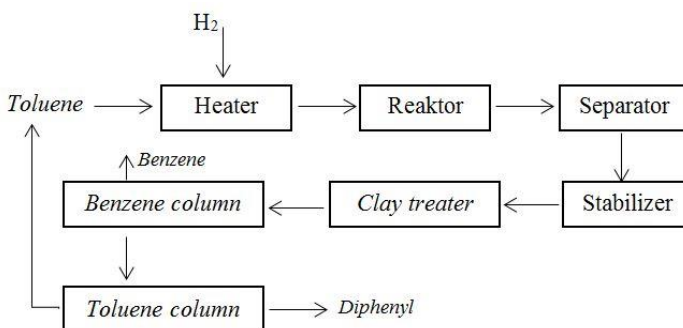
Gambar I.1 Blok Diagram Pembuatan *Benzene* dengan Proses *Catalytic Reforming*

2. *Hydrodealkilasi*

Hydrodealkilasi dikembangkan untuk mengubah *higher* aromatis menjadi *benzene*. Proses ini memproduksi *benzene* dengan kemurnian tinggi yang berlangsung pada suhu dan tekanan tinggi dan dibantu hidrogen. Dengan adanya



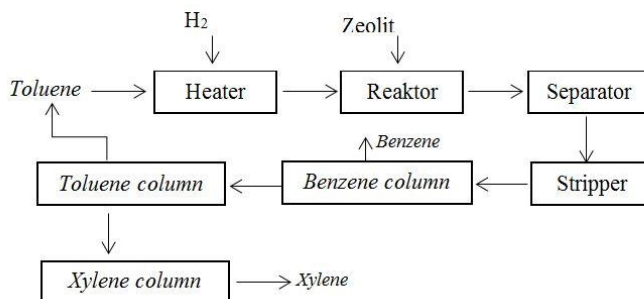
hidrogen, maka akan menghilangkan gugus alkil pada senyawa aromatis sehingga menghasilkan *benzene*. *Hydrodealkylation* dapat dilakukan secara *thermal* maupun *catalytic*. Pada *catalytic hydrodealkylation*, katalis yang biasa digunakan adalah chromia-alumina. Pada *thermal hydrodealkylation*, suhu operasi sekitar 600-660°C dengan tekanan 3,45-6,9 MPa. Sedangkan untuk *catalytic hydrodealkylation* suhu operasinya 575-650°C dan tekanan 2,5-6 MPa (Ullmann, 2003).



Gambar I.2 Blok Diagram Pembuatan *Benzene* dengan Proses *Hydrodealkilasi*

3. Disproporsionasi

Proses ini dikembangkan dari *toluene* menjadi *benzene* dan *xylene*. Bahan baku yang biasa digunakan adalah *toluene*, *trimethylbenzene* dan gas hidrogen dengan katalis zeolit. Proses ini berlangsung pada suhu 350-525°C dengan tekanan 1-5 MPa (Ullmann, 2003).



Gambar I.3 Blok Diagram Pembuatan *Benzene* dengan Proses *Disproporsionasi*

I.3 Kegunaan

Benzene merupakan produk yang biasa digunakan sebagai bahan pelarut. Selain itu, *benzene* juga digunakan sebagai bahan baku untuk pembuatan produk kimia yang lain seperti:

Tabel I.8 Derivat dari *Benzene* serta Kegunaannya

No.	Derivat <i>Benzene</i>	Kegunaan
1	<i>Ethylbenzene</i>	Bahan baku <i>styrene</i> , <i>polystyrene</i> , ABS-SAN resin, resin ion <i>exchanger</i> dan <i>divinyl benzene</i>
2	<i>Cumene</i>	Bahan baku <i>phenol</i> , pestisida, <i>polycarbonate</i> , dan <i>solvent</i>
3	<i>Cyclohexane</i>	Bahan baku nilon 6 dan 66, <i>plastisizer</i>
4	<i>Maleic anhydride</i>	Bahan baku <i>polyester</i> resin, asam fumarat
5	<i>Detergent alkylate</i>	Bahan baku detergen, <i>additive</i> untuk minyak
6	<i>Nitrobenzene</i>	Bahan baku <i>aniline</i> , herbisida, dan poliuretan
7	<i>Chlorobenzene</i>	Bahan baku DDT, <i>phenol</i> , dna insektisida lain

(McKetta, 1977).



I.4 Sifat Kimia dan Fisika

I.4.1 Bahan Baku Utama

I.4.1.1 Toluene

a. Sifat Fisika Toluene

Toluene (C_7H_8) merupakan senyawa hidrokarbon aromatik yang biasa digunakan untuk industri dan sebagai pelarut. Sifat fisika dari toluena terdapat pada **Tabel I.9**

Tabel I.9 Sifat Fisik Toluene

Berat Molekul	92,1 gr/mol
Boiling Point (P= 1 atm)	110,629 °C
Titik Beku (P= 1 atm)	- 94,965 °C
Flash Point	4,4 °C
Density pada 25 °C	0,8623 gr/cm ³
Temperatur Kritis	318,64 °C
Panas Pembakaran pada 25 °C tekanan konstan	39130,3 kJ/mol
Panas Penguapan pada 25 °C	37,99 kJ/mol
Panas Pembentukan ΔH_f (kcal/mol)	Gas:11,95
	Cair :2,867
Entropi, S (kj/ K):	Gas : 319,7
	Cair : 219,6

(Kirk-Othmer, 1984).

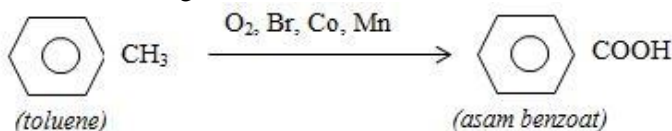
b. Sifat Kimia Toluene

- Toluene bereaksi dengan H_2 menghasilkan benzene dan methane.





- Reaksi dengan oksigen dalam fase cair dan katalis Br-Co-Mn akan menghasilkan asam benzoat



(Kirk-Othmer, 1984).

I.4.1.2 Hidrogen

a. Sifat fisik Hidrogen

Hidrogen (H_2) merupakan senyawa gas yang tidak berwarna, berbau, dan berasa. Sifat fisika dari hidrogen terdapat pada **Tabel I.10**

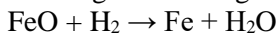
Tabel I.10 Sifat Fisik Hidrogen

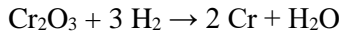
Formula	H_2
Berat Molekul	2,105
Titik Beku	$-259,2^\circ \text{C} / -434,8^\circ \text{C}$
Tampak Luar	Tidak berwarna, berbau dan berasa.
<i>Solubility</i>	0,019 vol/vol pada $15,6^\circ \text{C}$
Densitas gas	$0,00521 \text{ lb/ft}^3 / (0,08342 \text{ kg/m}^3)$ pada $21,1^\circ \text{C}$
Temperatur Kritis	$190,8 \text{ psia} (1315 \text{ kPa abs})$
Volume Spesifik	$192 \text{ ft}^3/\text{lb} (11,99 \text{ m}^3/\text{kg})$ pada $21,1^\circ \text{C}$

(Kirk-Othmer, 1984).

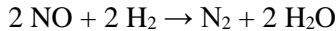
b. Sifat Kimia Hidrogen

- Hidrogen bereaksi dengan sejumlah oksida logam pada suhu tinggi untuk menghasilkan logam dan air.





- Dibawah kondisi tertentu, hidrogen bereaksi dengan nitrit oksida menghasilkan nitrogen.



(Kirk-Othmer, 1984).

I.4.2 Produk Utama

I.4.2.1 Benzene

a. Sifat fisik Benzene

Benzene (C_6H_6) merupakan salah satu senyawa kimia yang kerap digunakan sebagai bahan baku industri dan sebagai pelarut. Sifat fisika dari benzene terdapat pada **Tabel I.11**

Tabel I.11 Sifat Fisik Benzene

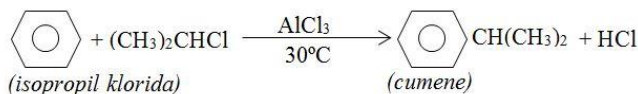
Formula	C_6H_6
Molecular Weight	78,114 g/mol
Critical Temperature	562,16 K
Melting Point	278,68 K
Boiling Point	353,24 K pada 1 atm
Flash Point	262,04 K
Density	0,876 g/ml
Viscosity of Liquid	0,601 centipoise pada 25 °C
Heat Capacity of Gas	1,045 J/g.K pada 25 °C
Heat Capacity of Liquid	1,726 J/g.K pada 25 °C
Heat of Vaporization	393,84 kJ/kg

(Kirk-Othmer, 1984).

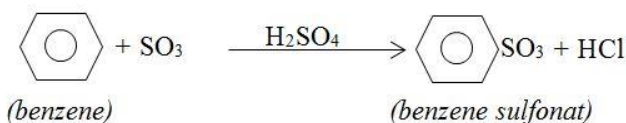
b. Sifat Kimia Benzene

- Alkilasi

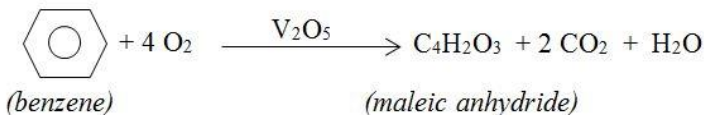
Hasil alkilasi *benzene* seperti *ethylbenzene* dan *cumene* diproduksi dengan mereaksikannya dengan etilen dan propilen. Reaksi berlangsung baik dalam fase uap maupun cair. Katalis yang digunakan seperti BF_3 , *aluminium chloride* (AlCl_3) atau asam poliphospat.



- Benzene bereaksi dengan asam sulfat (uap) pada suhu ruangan menghasilkan asam *benzene sulfonat*. Dalam asam sulfat uap ditambahkan sulfur trioksida (SO_3). Sulfonasi dapat juga dilakukan dengan asam sulfat saja tetapi reaksinya lebih lambat



- Oksidasi fase uap dengan udara dan katalis vanadium pentaoksida menjadi *maleic anhydride*.



I.4.3 Produk Samping

I.4.3.1 Diphenyl

a. Sifat fisik Diphenyl

Diphenyl ($\text{C}_{12}\text{H}_{10}$) merupakan salah satu senyawa kimia yang kerap digunakan sebagai bahan baku industri fungisida.

Sifat fisika dari diphenyl terdapat pada **Tabel I.12**

Tabel I.12 Sifat Fisik Diphenyl

Formula	$\text{C}_{12}\text{H}_{10}$
Molecular Weight	154,21 g/mol
Melting Point	204,1 K
Boiling Point	528,15 K pada 1 atm
Flash Point	386 K
Density	1,04 g/ml pada 20 °C



BAB I Pendahuluan

<i>Heat of Vaporization</i>	48 kJ/mol
<i>Heat of Combustion</i>	-6258 kJ/mol
<i>Critical of Temperature</i>	789,29 K
<i>Critical of Pressure</i>	3,85 MPa
<i>Vapor Density</i>	5,31
<i>Vapor Pressure</i>	0,005 mmHg pada 20 °C
<i>Refractive index</i>	1,588 pada 20 °C

(Merck, 1983).

b. Sifat Kimia Diphenyl

- Tidak larut dalam air
- Oksidator kuat
- Stabil pada temperatur dan tekanan normal

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

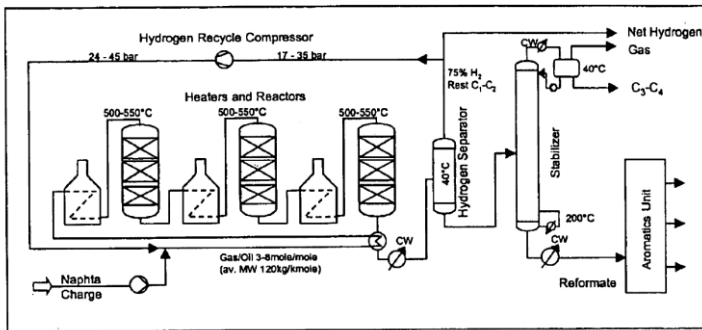
Benzene dengan rumus kimia C_6H_6 merupakan senyawa yang *volatile*, tidak berwarna dan mudah terbakar. Umumnya *benzene* banyak digunakan sebagai bahan baku dalam sintesis dari *styrene*, *phenol*, *cyclohexane*, *aniline*, *alkylbenzene*, *chlorobenzene* dan produk lain yang digunakan dalam proses produksi obat, insektisida dan plastik. *Benzene* juga dapat digunakan sebagai *solvent* dalam suatu ekstraksi (McKetta, 1977).

Proses produksi *benzene* dapat dilakukan dengan beberapa cara. Secara komersial, proses yang biasa digunakan dapat berupa:

- a. *Catalytic reforming*
- b. *Hydrodealkilasi*
- c. Disproporsionasi

II.1.1 Proses *Catalytic Reforming*

Proses *catalytic reforming* merupakan proses yang dilakukan untuk mengubah naptha dan parrafin yang terdapat dalam *gasoline* dengan angka oktan rendah menjadi angka oktan yang tinggi dan mengandung senyawa aromatis. Pada *catalytic reforming*, katalis yang sering digunakan adalah molybdenum-alumina dan platinum-alumina (Kirk-Othmer, 1978).



Gambar II.1 Pembuatan *Benzene* dengan Proses *Catalytic Reforming*

Pada proses *catalytic reforming*, masing-masing reaktor sudah mengandung katalis. Ketika salah satu katalis diregenerasi maka reaktor yang lain akan tetap beroperasi. Reaksi yang terjadi pada *catalytic reforming* meliputi:

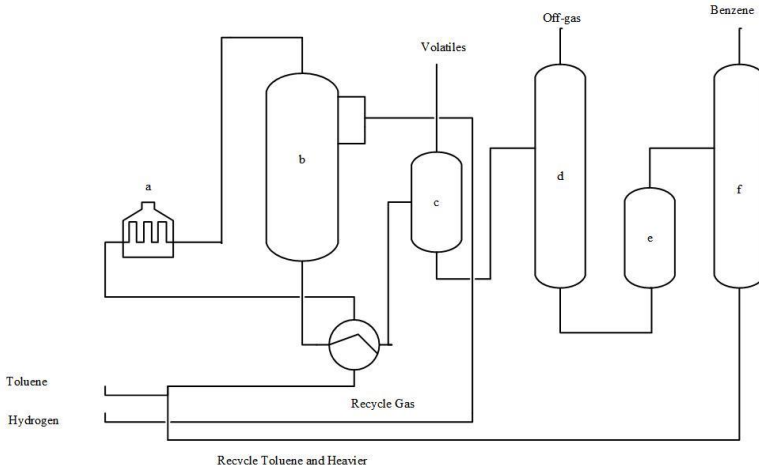
- Isomerisasi *paraffin*
- Hydrocracking*
- Isomerisasi/ dehidrogenasi *cyclohexane*
- Dehidrogenasi *paraffin*

Katalis bersifat sensitif terhadap adanya sulfur sehingga naptha yang masuk pada proses ini harus bebas dari sulfur. Naptha yang telah bebas dari sulfur akan masuk ke dalam reaktor. Kondisi operasi pada reaktor meliputi temperatur 425-525°C dan tekanan 0,7-3,5 MPa. Produk *benzene* dari *catalytic reforming* umumnya direcovery dengan teknik ekstraksi cair-cair (Kirk-Othmer, 1978).



II.1.2 Proses Hydrodealkilasi

Proses hydrodealkilasi dikembangkan untuk mengubah aromatic menjadi *benzene*. Biasanya *toluene* menjadi bahan baku dengan bantuan gas hidrogen. Proses hydrodealkilasi memproduksi *benzene* dengan kemurnian yang cukup tinggi. Dengan adanya gas hidrogen maka akan menghilangkan gugus alkil pada senyawa aromatis sehingga menghasilkan *benzene*.



a) Heater, b) Reactor, c) Separator, d) Stabilizer, e) Clay Treater, f) Distillation

Gambar II.2 Pembuatan *Benzene* dengan Proses *Hydrodealkilasi*

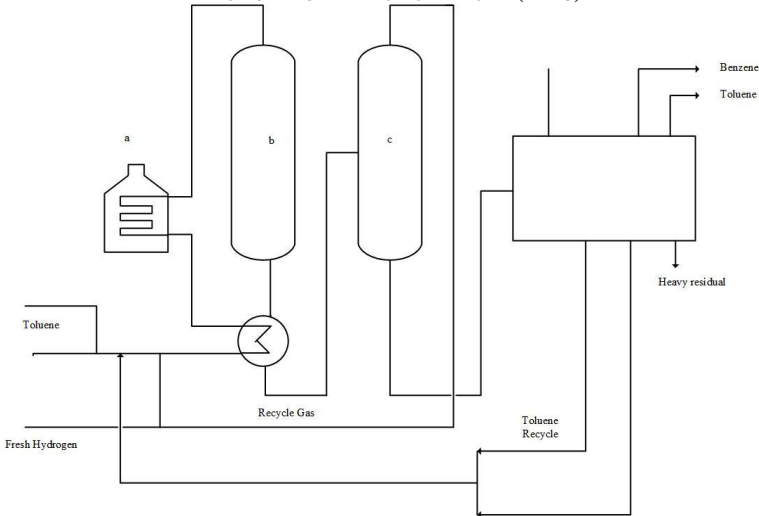
Terdapat dua jenis proses hydrodealkilasi yaitu hydrodealkilasi thermal dan hydrodealkilasi menggunakan katalis (*catalytic hydrodealkylation*). Pada *catalytic hydrodealkylation*, katalis yang biasa digunakan adalah chromia-alumina dengan suhu operasi 575-650°C dan tekanan 2,5-6 MPa. Sedangkan pada hydrodealkilasi thermal, dioperasikan pada temperatur yang lebih tinggi daripada *catalytic hydrodealkylation* yaitu sebesar 600-660°C dan tekanan 3,45-6,9 MPa (Ullmann, 2003).



II.1.3 Proses Disproporsionasi

Proses disproporsionasi menggunakan bahan baku *toluene* dengan gas hidrogen. Temperatur operasi yang digunakan dalam proses ini sebesar 350-525°C dan tekanan 1-5 MPa (Ullmann, 2003).

Reaksi utama yang terjadi pada proses ini adalah



a) Preheater, b) Reactor, c) Separator

Gambar II.3 Pembuatan *Benzene* dengan Proses Disproporsionasi



II.2 Seleksi Proses

Tabel II.1 Perbandingan Macam-macam Proses Pembuatan *Benzene*

Tinjauan	Macam Proses			
	<i>Catalytic Reform.</i>	<i>Hydrodealkilasi</i>		<i>Disproportionasi</i>
		<i>Thermal</i>	<i>Catalytic</i>	
Suhu	425-525°C	600-660°C	575-650°C	350-525°C
Tekanan	0,7-3,5 MPa	3,45-6,9 MPa	2,5-6 MPa	1-5 MPa
Bahan Baku	Naptha	<i>Toluene</i> , hidrogen	<i>Toluene</i> , hidrogen	<i>Toluene</i> , trimethylbenzene, hidrogen
Yield	70%	73%	73%	37%
Katalis	Platinum alumina, Molib-alumina	-	Chromia-alumina	Zeolit
Hasil samping	Hidrogen	<i>Diphenyl</i>	<i>Toluene</i>	<i>Xylene</i>

Pada pendirian pabrik *benzene* dari *toluene* dan hidrogen ini dipilih dengan Proses Hydrodealkilasi thermal dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Yield yang dihasilkan sebanyak 73%
2. Produk samping yang dihasilkan sedikit dan *toluene* dapat direcycle kembali.
3. Proses hydrodealkilasi thermal tidak menggunakan katalis sehingga tidak memerlukan biaya tambahan untuk pembelian katalis.



II.3 Uraian Proses Terpilih

II.3.1 Diskripsi Proses Terpilih

Proses pembuatan *benzene* dengan proses hydrodealkilasi dapat dibagi menjadi beberapa tahap sebagai berikut:

1. Tahap pre-treatment
2. Tahap hydrodealkilasi
3. Tahap pemisahan
4. Tahap pemurnian

Berikut ini merupakan uraian proses terpilih dari pabrik benzene yang terdiri dari 3 tahap, diantaranya :

1. Tahap Pre-treatment

Bahan baku toluene disimpan dalam tangki (F-110). Gas H_2 disimpan dalam tangki (F-120) kemudian dialirkan melalui pipa dan dicampur dengan recycle gas H_2 dari Separator (H-310). *Fresh* toluena dari tangki (F-110) dengan suhu $30^\circ C$ dicampur dengan *recycle* toluena dari kolom distilasi 2 (D-340) masuk ke *vaporizer* (V-130) pada suhu $43,41^\circ C$ untuk mengubah fase liquid menjadi gas. Campuran *feed* toluena dinaikkan tekanannya menjadi 25 atm dengan kompresor (G-211). Sedangkan campuran *feed* H_2 dialirkan ke furnace (G-212) untuk dinaikkan suhunya menjadi $600^\circ C$. *Feed* toluene yang keluar dari kompresor (G-212) dialirkan menuju *furnace* untuk dinaikkan suhunya sama dengan feed H_2 . Kedua feed ini kemudian dialirkan menuju reaktor (R-210).

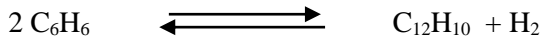
2. Tahap Hydrodealkilasi

Kedua campuran dalam reaktor bereaksi dengan reaksi sebagai berikut:





Reaksi samping:



Feed reaktor berupa toluena dan gas H_2 masuk kedalam reaktor (R-210) untuk proses Hydrodealkilasi. Suhu reaksi 600°C dan tekanan 25 atm. Produk keluar dari reaktor berupa fase gas yang selanjutnya dialirkan menuju vaporizer terlebih dahulu sebagai media pemanas. Produk yang keluar dari vaporizer suhunya $471,22^\circ\text{C}$. Produk ini dialirkan menuju heat exchanger sebagai media pemanas. Keluaran produk dari heat exchanger kemudian dialirkan menuju reboiler kolom distilasi benzene serta reboiler kolom distilasi toluene sebagai media pemanas dan keluar dengan suhu $391,96^\circ\text{C}$. Produk tersebut kemudian dialirkan menuju cooler untuk diturunkan suhunya sebelum masuk ke dalam flash tank untuk tahap pemurnian.

3. Tahap Pemisahan

Produk hasil reaksi yang keluar dari cooler dialirkan menuju *flash tank* 1 untuk diturunkan tekannya. Pada *flash tank* 1 fraksi gas yang ada akan terpisah dan keluar untuk direcycle. Fraksi cairan dari produk bawah *flash tank* 1 (H-310) dipompa menuju *flash tank* 2 (H-320) untuk diturunkan kembali tekanannya menjadi 1 atm. Selanjutnya, fraksi liquid dari produk bawah *flash tank* dialirkan menuju ke *heat exchanger* (E-332) untuk dinaikkan suhunya menjadi $76,5^\circ\text{C}$. Keluaran dari heat exchanger tersebut kemudian dialirkan ke dalam kolom benzene (D-330) untuk proses pemisahan benzene dari campurannya.

4. Tahap Pemurnian

Produk yang masuk ke dalam kolom benzene akan dipisahkan antara produk benzene yang diinginkan dengan campurannya. Hasil atas berupa destilat benzena sebagai produk utama dan hasil bawah berupa campuran toluene dan



diphenyl. Hasil bawah kolom benzena dengan suhu $115,8^{\circ}\text{C}$ lalu dialirkan ke dalam kolom toluena (D-340) untuk memisahkan toluena dari campuran diphenyl. Diperoleh hasil atas berupa destilat toluena dan hasil bawah berupa diphenyl sebagai produk samping. Sedangkan toluene yang keluar sebagai distilat *direcycle* kembali.

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas : 100000 ton benzene/tahun
 : 303030,30 kg benzene/hari
 : 12626,26 kg benzene/jam
 Operasi : 330 hari/tahun, 24 jam
 Satuan massa : kg
 Basis waktu : 1 jam

Untuk kapasitas 12626,26 kg/jam, dibutuhkan bahan baku toluene 16697,12 kg/jam dengan komposisi sebagai berikut :

Tabel III.1 Komposisi Feed Toluene

Komponen	%	Massa (kg)
C ₇ H ₈	99,99%	16694,63
C ₆ H ₆	0,01%	2,49
Total	100,00%	16697,12

Tabel III.2 Komposisi Feed Hidrogen

Komponen	%	Massa (kg)
H ₂	97,00%	1381,70
CH ₄	3,00%	42,73
Total	100,00%	1424,43



1. Percabangan 1

Tabel III.3 Neraca Massa Percabangan 1

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<1>	<2>	<3>
C_7H_8	16694,63	3886,9	20581,59
C_6H_6	2,49	12,63	15,12
$C_{12}H_{10}$	0,00	11,15	11,15
	16697,12	3910,74	20607,86
Total	20607,86		20607,86

2. Percabangan 2

Tabel III.4 Neraca Massa Percabangan 2

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<6>	<7>	<8>
C_7H_8	0,00	3,24	3,24
C_6H_6	0,00	5,49	5,49
$C_{12}H_{10}$	0,00	0,00	0,00
H_2	1381,70	39787,96	41169,66
CH_4	43,85	1229,44	1273,29
	1425,55	41026,13	42451,68
Total	42451,68		42451,68

3. Reaktor (R-210)

Tabel III.5 Neraca Massa Reaktor (R-210)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<9>	<10>	<11>
C_7H_8	20581,59	3,24	4116,97
C_6H_6	15,12	5,49	12863,89
$C_{12}H_{10}$	11,15	0,00	1115,41
H_2	0,00	41169,66	40826,00
CH_4	0,00	1273,29	4137,26
	20607,86	42451,68	63059,53
Total	63059,53		63059,53

**4. Flash tank (H-310)****Tabel III.6** Neraca Massa Flash Tank (H-310)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<16>	<17>	<18>
C ₇ H ₈	4116,97	3,24	4113,73
C ₆ H ₆	12863,89	5,49	12858,40
C ₁₂ H ₁₀	1115,41	0,00	1115,41
H ₂	40826,00	39787,96	1038,04
CH ₄	4137,26	1229,45	2907,82
	63059,53	41026,13	22033,40
Total	63059,53	63059,53	

5. Flash tank (H-320)**Tabel III.7** Neraca Massa Flash Tank (H-320)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<18>	<19>	<20>
C ₇ H ₈	4113,73	183,58	3930,15
C ₆ H ₆	12858,40	228,71	12629,69
C ₁₂ H ₁₀	1115,41	0,00	1115,41
H ₂	1038,04	1038,04	0,00
CH ₄	2907,82	2902,55	5,27
	22033,40	4352,89	17680,51
Total	22033,40	22033,40	

6. Kolom distilasi benzene (D-330)**Tabel III.8** Neraca Massa Kolom Distilasi Benzene (D-330)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<21>	<24>	<27>
C ₇ H ₈	3930,15	3,93	3826,22
C ₆ H ₆	12629,69	12617,06	12,63
C ₁₂ H ₁₀	1115,41	0,00	1115,41
CH ₄	5,27	5,27	0,00
	17680,51	12626,26	5054,25
Total	17680,51	17680,51	

**7. Akumulator (A-334)****Tabel III.9** Neraca massa Akumulator (A-334)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<22>	<23>	<24>
C ₇ H ₈	8,40	4,47	3,93
C ₆ H ₆	26965,67	14348,62	12617,06
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00	0,00
CH ₄	11,27	6,00	5,27
	26985,34	14359,08	12626,26
Total	26985,34	26985,34	

8. Reboiler (E-335)**Tabel III.10** Neraca massa Reboiler (E-335)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<25>	<26>	<27>
C ₇ H ₈	24888,82	20962,61	3926,22
C ₆ H ₆	80,06	67,43	12,63
C ₁₂ H ₁₀	7070,71	5955,30	1115,41
CH ₄	0,00	0,00	0,00
	32039,59	26985,34	5054,26
Total	32039,59	32039,59	

9. Kolom distilasi toluene (D-340)**Tabel III.11** Neraca Massa Kolom Distilasi Toluene (D-340)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<27>	<2>	<32>
C ₇ H ₈	3926,22	3886,95	39,26
C ₆ H ₆	12,63	12,63	0,00
C ₁₂ H ₁₀	1115,41	11,15	1104,25
	5054,25	3910,74	1143,51
Total	5054,25	5054,25	

**10. Akumulator (E-343)****Tabel III.12** Neraca massa Akumulator (A-343)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<28>	<29>	<2>
C ₇ H ₈	3986,95	100	38865,95
C ₆ H ₆	12,95	0,32	12,63
C ₁₂ H ₁₀	11,44	0,29	11,15
	4011,35	100,61	3910,74
Total	4011,35	4011,35	

11. Reboiler (E-344)**Tabel III.13** Neraca massa Reboiler (E-344)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<30>	<31>	<32>
C ₇ H ₈	176,99	137,73	39,26
C ₆ H ₆	0,00	0,00	0,00
C ₁₂ H ₁₀	4977,87	3873,62	1104,25
	5154,86	4011,34	1143,51
Total	5154,86	5154,86	

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas : 100000 ton benzene/tahun
 : 303030,30 kg benzene/hari
 : 12626,26 kg benzene/hari
 Operasi : 330 hari /tahun, 24 jam/hari
 Satuan Panas : kkal
 Basis waktu : 1 jam
 Suhu referensi : 25°C : 298 K

1. Percabangan 1

Tabel IV.1 Neraca Panas Percabangan 1

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H ₁	34080,38	H ₃	156671,81
H ₂	122591,43		
Total	156671,81	Total	156671,81

2. Percabangan 2

Tabel IV.2 Neraca Panas Percabangan 2

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H ₆	3645388,53	H ₈	111990496,86
H ₇	108345108,33		
Total	111990496,86	Total	111990496,86

**3. Vaporizer (V-130)****Tabel IV.3** Neraca Panas *Vaporizer* (V-130)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_3	125926,2152	ΔH_4	16201923,51
Q_{supply}	18056623,34	H_v	1108540,47
		Q_{loss}	902831,17
Total	18213295,15	Total	18213295,15

4. Furnace (Q-212)**Tabel IV.4** Neraca Panas *Furnace* (Q-212)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_5	16212817,64	ΔH_9	17260210,25
ΔH_8	111990496,86	ΔH_{10}	186372369,77
Q_{supply}	78232342,16	Q_{loss}	3911617,11
Total	207544197,13	Total	207544197,13

5. Reaktor (R-210)**Tabel IV.5** Neraca Panas Reaktor (R-210)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_9	17260210,25	ΔH_{11}	204953828,18
ΔH_{10}	186372369,77	ΔH_{rx}	-1744215,91
		Q_{serap}	422967,75
Total	203632580,02	Total	203632580,02

6. Cooler (E-311)**Tabel IV.6** Neraca Panas *Cooler* (E-311)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_{15}	176345598,7	ΔH_{16}	129524075,3
		Q_{serap}	46821523,45
Total	176345598,7	Total	176345598,7



7. Heat Exchanger (E-332)

Tabel IV.7 Neraca Panas Heater (E-332)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_{20}	242594,89	ΔH_{13}	181633979,68
Q_{supply}	191414031,66	ΔH_{21}	451945,29
		Q_{loss}	9570701,58
Total	191656626,55	Total	191656626,55

8. Kolom Distilasi Benzene (D-330)

Tabel IV.8 Neraca Panas Kolom Distilasi Benzene (D-330)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_{21}	441892,58	ΔH_{24}	8882675,81
Q_{supply}	10358393,96	ΔH_{27}	200518,15
		Q_{serap}	1199172,88
		Q_{loss}	517919,6979
Total	100800286,53	Total	100800286,53

9. Kolom Distilasi Toluene (D-340)

Tabel IV.9 Neraca Panas Kolom Distilasi Toluene (D-330)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_{27}	200518,15	ΔH_2	274298967,66
Q_{supply}	457254770,6	ΔH_{32}	128551011,03
		Q_{serap}	31742571,56
		Q_{loss}	22862738,53
Total	457455288,78	Total	457455288,78

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpan (F-110)

Kode Alat	: F-110
Fungsi	: Menyimpan umpan toluene
Tipe Tangki	: <i>Conical Roof – Flat bottom tank</i>
Jumlah Tangki	: 1
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade D</i>
Kapasitas Tangki	: 3229,00 m ³
Tinggi Tangki	: 48 ft
Diameter Tangki	: 60 ft
Tebal <i>Shell</i>	
<i>Course 1</i>	: 0,52 in
<i>Course 2</i>	: 0,47 in
<i>Course 3</i>	: 0,42 in
<i>Course 4</i>	: 0,37 in
<i>Course 5</i>	: 0,32 in
<i>Course 6</i>	: 0,27 in
<i>Course 7</i>	: 0,22 in
<i>Course 8</i>	: 0,17 in
Tinggi <i>Head</i> Tangki	: 4,23 ft
Tebal <i>Head</i> Tangki	: 0,71 ft

2. Tangki Penyimpan Hidrogen (F-120)

Kode Alat	: F-120
Fungsi	: Menyimpan umpan hidrogen
Tipe Tangki	: <i>Hemispherical – Flat bottom tank</i>
Jumlah Tangki	: 1
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas Tangki	: 16164,07 m ³
Tinggi Tangki	: 31,38 ft
Diameter Tangki	: 31,38 ft
Tebal Dinding	: 18,00 in



3. Pompa (L-131)

Kode Alat	: L-131
Fungsi	: Memompa bahan baku fresh toluene dari tangki penyimpanan serta <i>recycle</i> toluene dari vaporizer
Tipe Pompa	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas Pompa	: 0,42 ft ³ /s
Power Pompa	: 0,25 hp
Ukuran Pipa	
D Nominal	: 4 in
ID	: 4,026 in
OD	: 4,5 in
Schedule No.	: 40
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Power Motor	: 0,23 hp

4. Vaporizer (V-130)

Kode Alat	: V-130
Fungsi	: Merubah fase toluene liquid menjadi uap
Jenis	: <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	: 1640 ft ²
Temperatur	
T ₁	: 615°C
T ₂	: 471,22°C
t ₁	: 43,41°C
t ₂	: 260°C
Tube	
OD, BWG	: 1 in, 14 BWG
ID	: 0,8 in
Length	: 12 ft
Jumlah Tube	: 522
Pitch	: 1,25 in <i>triangular</i>



ΔP Tube	: 1,53 psi
Shell	
ΔP Shell	: 0,02 psi
ID Shell	: 33 in
Fouling Factor	: 0,001 jam.ft ² .°C/Btu

5. Kompresor (G-211)

Kode Alat	: G-211
Fungsi	: Menaikkan tekanan umpan reaktor dari 1 atm ke 25 atm
Jenis	: <i>Centrifugal compressor</i>
Tekanan stage 1	: 44,91 psi
Tekanan stage 2	: 133,18 psi
Tekanan stage 3	: 399,85 psi
Power	: 370,31 hp
Jumlah stage	: 3 stage

6. Flash tank (H-310)

Kode Alat	: H-310
Fungsi	: Memisahkan produk raktor dari gas hidrogen
Tipe	: Silinder vertikal berbentuk <i>torispherical</i>
Kapasitas Tangki	: 54,314 m ³
Diameter Tangki	: 2,54 m
Tinggi Tangki	: 11,159 m
Bahan Konstruksi	: <i>Austenitic Stainless Steel</i> , AISI tipe 304
Tekanan	: 15,2 bar
Temperatur	: 56°C

7. Cooler (E-311)

Kode Alat	: E-311
Fungsi	: Mendinginkan produk reaktor (R-210)
Jenis	: <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>



BAB V Spesifikasi Alat

Luas Area	: 326,7 ft ²
Temperatur	
T ₁	: 392°C
T ₂	: 56°C
t ₁	: 40°C
t ₂	: 300°C
Tube	
OD, BWG	: 1 in, 14 BWG
ID	: 0,8 in
Length	: 12 ft
Jumlah Tube	: 104
Pitch	: 1,25 in <i>triangular</i>
ΔP Tube	: 6,46 psi
Shell	
ΔP Shell	: 2 psi
ID Shell	: 17 in
Fouling Factor	: 0,0013 jam.ft ² .°C/Btu

8. Heat exchanger (E-332)

Kode Alat	: E-332
Fungsi	: Memanaskan liquid keluaran flash tank sebelum masuk ke dalam kolom distilasi benzene
Jenis	: <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	: 172,8 ft ²
Temperatur	
T ₁	: 471,22°C
T ₂	: 429,9°C
t ₁	: 56°C
t ₂	: 82,5°C
Tube	
OD, BWG	: 1 in, 14 BWG
ID	: 0,8 in



<i>Length</i>	: 12 ft
<i>Jumlah Tube</i>	: 55
<i>Pitch</i>	: 1,25 in <i>triangular</i>
<i>ΔP Tube</i>	: 0,22 psi
<i>Shell</i>	
<i>ΔP Shell</i>	: 1,34 psi
<i>ID Shell</i>	: 12 in
<i>Fouling Factor</i>	: 0,001 jam.ft ² .°C/Btu

9. Kolom Distilasi Benzene (D-330)

Kode Alat	: D-330
Fungsi	: Memisahkan benzene dari campuran produk bawah kolom benzene
Jenis Kolom	: <i>Tray Distillation Column</i>
Jenis Tray	: <i>Perforated (Sieve Tray)</i>
Jumlah Tray	: 62 Tray
Diameter Kolom	: 5 ft
<i>Tray Spacing</i>	: 2 ft
<i>Active Area</i>	: 30,8 ft
<i>Area of Holes</i>	: 3,08 ft ²
<i>Area Downcomer</i>	: 3,42 ft ²
A_h/A	: 0,09
A_d/A	: 0,1
A_h/A_A	: 0,1
d_h	: 0,25 in
l_w	: 43,6 in
h_w	: 1,5 in
<i>Design Vessel</i>	
<i>Type Vessel</i>	: <i>Tall Vertical Vessel</i>
<i>Bahan Konst.</i>	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade A</i>
<i>Tebal Shell</i>	: 0,18 in
<i>Tinggi Vessel</i>	: 126 ft
<i>Type Head</i>	: <i>Torispherical Dished Head</i>
<i>Tebal Head</i>	: 0,22 in
<i>Tinggi Head</i>	: 11,9 in



10. Reboiler (E-335)

Kode Alat	: E-335
Fungsi	: Memanaskan kembali bottom produk kolom distilasi
Jenis	: <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	: 213,6 ft ²
Temperatur	
T ₁	: 429,9 °C
T ₂	: 397,7°C
t ₁	: 115,8°C
t ₂	: 115,8°C

Tube

OD, BWG	: 1 in, 14 BWG
ID	: 0,8 in
<i>Length</i>	: 12 ft
Jumlah Tube	: 68
<i>Pitch</i>	: 1,25 in <i>triangular</i>
ΔP Tube	: 0,21 psi

Shell

ΔP Shell	: 2,88 psi
ID Shell	: 13,25 in
<i>Fouling Factor</i>	: 0,0011 jam.ft ² .°C/Btu

11. Kondensor (E-331)

Kode Alat	: E-331
Fungsi	: Mengkondensasikan uap dari kolom benzene
Jenis	: <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	: 1
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	: 478 ft ²
Temperatur	
T ₁	: 76,5°C



T_2	: 76,5°C
t_1	: 30°C
t_2	: 45°C

Tube

OD, BWG	: 1 in, 14 BWG
ID	: 0,8 in
Length	: 12 ft
Jumlah Tube	: 152
Pitch	: 1,25 in <i>triangular</i>
ΔP Tube	: 0,90 psi

Shell

ΔP Shell	: 0,43 psi
ID Shell	: 19,25 in
Fouling Factor	: 0,0007 jam.ft ² .°C/Btu

12. Akumulator (D-334)

Kode Alat	: A-334
Fungsi	: Menampung hasil keluaran kondensor kolom benzene
Jenis	: <i>Horizontal – Torispherical Head Vessel</i>
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Kapasitas	: 470114 in ³
Dimensi Vessel	
Panjang	: 100,01 in

Shell

OD	: 52,55 in
ID	: 52,18 in
Tebal	: 0,16 in

Head

OD	: 52,55 in
ID	: 52,18 in
Tebal	: 0,19 in
Tinggi	: 10,87 in

**13. Reaktor (R-210)**

Kode Alat	: R-210
Fungsi	: Tempat reaksi toluene dan hidrogen menjadi benzene
Jenis	: Reaktor alir pipa <i>multitube</i>
Kondisi operasi	
Tekanan	: 25 atm
Suhu	: 600°C

Shell

Diameter	: 2,79 m
Tebal	: 5/16 in
Material	: <i>Carbon Steel</i> SA 213 TP-304

Tube

OD	: 0,033782 m
ID	: 0,0381 m
Jumlah	: 2820
Volume	: 176602,994 m ³
Tinggi	: 15,919 m

BAB VI UTILITAS

Unit utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi di suatu industri. Oleh karena itu unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas dalam pabrik benzene dari toluena dan hidrogen dengan proses *hidrodealkilasi thermal* ini antara lain :

1. Air

Air dari pabrik benzene dari toluena dan hidrogen dengan proses *hidrodealkilasi thermal* ini digunakan sebagai air pendingin, air sanitasi, dan air umpan boiler.

2. Bahan bakar

Bahan bakar diperlukan pada unit *furnace*. Bahan bakar yang digunakan adalah *Industrial Diesel Oil* (IDO).

3. Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan.

VI.1 Air

Air mempunyai kegunaan yang bermacam-macam dalam suatu industri. Adapun kegunaan air dalam pabrik ini adalah sebagai:

1. Air sanitasi

Air sanitasi didalam suatu pabrik biasanya digunakan untuk keperluan minum, masak, cuci, mandi, dan sebagainya. Untuk air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas yang ditentukan sebagai berikut :

- Syarat fisik :
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Warna jernih
 - Tidak berasa
 - Kekeruhan = 1 mg SiO₃/lt



- Syarat kimia :
 - pH = 6,5 – 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
 - Tidak mengandung zat-zat beracun
 - Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, Hg
- Syarat Biologi :
 - Tidak mengandung kuman dan bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri *Echerichia Coli* kurang dari 1/100 ml.

2. Air pendingin

Sebagian besar air digunakan sebagai air pendingin karena dipengaruhi oleh faktor- faktor sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- Mudah diatur dan dijernihkan
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur dingin
- Tidak terdekomposisi

Syarat air pendingin tidak boleh mengandung :

- Hardness
Dapat memberikan kecenderungan membentuk kerak pada alat-alat proses.
- Besi
Dapat menyebabkan korosi pada alat.
- Silika
Dapat menyebabkan pembentukan kerak.
- Minyak
Dapat menyebabkan terganggunya film corossion pada inhibitor, menurunkan heat transfer dan memicu



pertumbuhan mikroorganisme.

VI.2 Proses Pengolahan Air

Beberapa tahapan pengolahan air, diantaranya :

1. Pengolahan secara fisika

Pengolahan secara fisika dilakukan dengan cara penyaringan kotoran yang terikut. Air dipompa dari sungai, yang sebelumnya difilter untuk mengurangi kotoran yang terapung seperti sampah plastik, dan lain-lain. Setelah itu dimasukkan dalam bak skimming, sehingga kotoran-kotoran seperti pasir akan mengendap, sedangkan air secara overflow dari skimming dialirkan ke bak koagulasi dan flokulasi.

2. Pengolahan secara kimia

Dilakukan untuk memisahkan kontaminan yang terlarut dengan cara penambahan koagulan. Dalam bak koagulasi ditambahkan bahan kimia yaitu $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$. H_2O / tawas dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan dosis yang disesuaikan dengan kekeruhan air sungai. Penambahan bahan yang tersuspensi dalam air misalnya $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang bertujuan untuk membentuk koagulan serta mengurangi hardness. Pada bak koagulasi dilengkapi dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) selama 1-5 menit, pengadukan cepat agar air dapat bercampur dengan koagulan hingga merata. Kemudian dilanjutkan dengan pengadukan lambat untuk memperbesar flok-flok sehingga menjadi lebih berat dan lebih cepat mengendap ke bagian bawah. Pengadukan lambat (5-8 rpm) selama 20-40 menit pada bak flokulasi.

Dari bak flokulator air dipompa menuju ke *clarifier* untuk dilakukan proses sedimentasi. Setelah dilakukan pengendapan pada *clarifier* kemudian air dipompa untuk ditampung pada bak penampungan. Air jernih yang dihasilkan pada bak penampungan kemudian dipompa menuju ke dalam sand filter untuk menangkap partikel-partikel kecil yang melayang dalam air yang tidak



terendapkan dengan sistem gravitasi. Pemilihan sistem gravitasi ini mempunyai beberapa keuntungan jika dibandingkan dengan sistem pressure. Pada sistem gravitasi, air yang disaring dilewatkan melalui bagian atas tangki sehingga tidak membutuhkan tekanan untuk menyaring dan tidak menyebabkan gesekan keras antara pasir, air dan dinding tangki yang dapat menimbulkan pecahnya tangki akibat tekanan. Partikel tersebut akan tertahan oleh butiran pasir dan kerikil, air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Dari bak penampung air bersih kemudian dipompa ke bak distribusi untuk mendistribusikan ke masing-masing unit.

Untuk mendapatkan air sanitasi dari bak air bersih kemudian ditambahkan desinfektan (kaporit/ $\text{Ca}(\text{OCl})_2$) untuk membunuh kuman-kuman dan bakteri yang merugikan selanjutnya dipompa dan ditampung dalam bak air sanitasi. Air sanitasi dipompa dan dapat digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, masak, mandi, mencuci, taman dan sebagainya.

Untuk demineralisasi dilaksanakan dengan *ion exchanger* yang terdiri atas *cation exchanger* (*catex*, penukar kation) dan *anion exchanger* (*anex*, penukar anion). Air bakunya melewati penukar kation dulu, baru kemudian dilalukan di penukar anion. Pada *cation exchanger* ion positif seperti Mg^{2+} dan Ca^{2+} diganti dengan ion Na^+ dari resin kation (RNa_2), sedangkan pada *anion exchanger* digunakan untuk mengikat ion-ion negatif seperti Cl^- yang diikat oleh resin basa kuat (ROH). Untuk efektifitas operasi, unit ini juga dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin, yaitu dengan menambahkan larutan HCl ke dalam kation exchanger dan larutan NaOH untuk anion exchanger.

Untuk air pendingin, air dari bak air bersih dipompa



menuju bak air pendingin dan dapat digunakan untuk proses pendinginan dengan mendistribusikannya melalui pompa.

VI.3 Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai tenaga listrik untuk pabrik ini disupply oleh jaringan PT.PLN Persero dan sebagai cadangan digunakan generator untuk mengatasi keadaan bila sewaktu-waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing-masing ruangan atau halaman sekitar pabrik yang memerlukan penerangan.

VI.4 Perhitungan Kebutuhan Air

1. Air Sanitasi

Menurut Metcalf et. Al (1991) kebutuhan air domestik untuk tiap orang adalah 40-100 liter per hari, untuk keperluan sanitasi diperlukan $0,1 \text{ m}^3/\text{hari}$ untuk setiap karyawan (diambil 100 liter per hari).

$$\begin{aligned}\text{Untuk 300 Orang karyawan} &= 30 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 1,25 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Asumsi kabutuhan air sanitasi pada laboratorium dan taman pabrik sekitar 20% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

$$\begin{aligned}\text{Maka} &= 0,2 \times 1,25 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,25 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Sehingga kebutuhan air sanitasi total} &= 1,25 + 0,25 \\ &= 1,50 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$



2. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik benzene dari toluena dan hidrogen dengan proses hidrodealkilasi thermal sebagai berikut :

Tabel VI.1 Kebutuhan Air Sebagai Media Pendingin

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	Reaktor (R-210)	705,7
2	Kondensor (E-334)	80003,53
3	Kondensor (E-343)	217724,44
Total		298433,04

Densitas air pada suhu 30°C = 995,68kg/m³ (*Geankoplis, 2003*)

Kebutuhan air pendingin = $\frac{298433,04 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$

= 299,73 m³/jam

BAB VII

KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA

VII.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Secara Umum

Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan bagian penting perusahaan yang harus dilaksanakan sebagai upaya untuk mencegah dan mengendalikan terjadinya kerugian terhadap pekerja maupun aset-aset perusahaan akibat adanya kecelakaan, kebakaran, bahaya peledakan maupun bahaya-bahaya lainnya di lingkungan kerja.

Menurut UU No.1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja menjelaskan bahwa:

1. Tenaga kerja berhak mendapat perlindungan atas keselamatannya dalam pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi serta produktivitas.
2. Keselamatan kerja berguna untuk mencegah dan mengurangi kecelakaan, kebakaran, bahaya peledakan ataupun terkena aliran listrik.
3. Kewajiban dan atau hak tenaga kerja adalah memakai alat-alat pelindung diri yang diwajibkan, memenuhi dan menaati semua syarat-syarat keselamatan dan kesehatan yang diwajibkan.
4. Pengurus diwajibkan menempatkan gambar keselamatan kerja pada tempat-tempat yang mudah terlihat dan terbaca. Selain itu pengurus diwajibkan menyediakan secara cuma-cuma semua alat pelindung diri yang diwajibkan pada tenaga kerja.

Menurut UU No.40 Tahun 2004, kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi dalam hubungan kerja, termasuk kecelakaan yang terjadi dalam perjalanan dari rumah menuju tempat kerja atau sebaliknya, dan penyakit yang disebabkan oleh



BAB VII Keselamatan dan Kesehatan Kerja

lingkungan kerja. Adapun kecelakaan dibagi menjadi 4 macam , antara lain :

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.
3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

Menurut Suma'mur (2009), tujuan dari upaya keselamatan dan kesehatan kerja (K3) antara lain:

1. Melindungi tenaga kerja atas hak keselamatannya dalam melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi serta produktivitas.
2. Menjamin keselamatan setiap orang lain yang berada di tempat kerja.
3. Memelihara dan mempergunakan sumber produksi secara aman dan efisien.

Menurut Undang-Undang Keselamatan Kerja No.1 tahun 1970 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat perlindungan diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing.

Menurut Suma'mur (2009), alat pelindung diri (APD) adalah suatu alat yang dipakai untuk melindungi diri terhadap bahaya-bahaya kecelakaan kerja. Beberapa jenis alat pelindung diri antara lain sebagai berikut :

1. Alat pelindung kepala (*Head cover*)

Alat ini terdiri dari alat pengikat rambut, penutup rambut, topi dari berbagai bahan. Tujuan pemakaian alat pelindung



kepala adalah untuk melindungi kepala dari bahaya terbentur dengan benda tajam atau benda keras, baik yang sifatnya jatuh, melayang atau meluncur termasuk melindungi diri dari panas radiasi bahan-bahan kimia korosif. Jenis pekerjaan yang memerlukan alat pelindung kepala misalnya pekerjaan di bawah mesin-mesin maupun pekerjaan di sekitar konduktor energy yang terbuka. Contoh alat pelindung kepala adalah topi plastik, topi plastik berlapis asbes, topi aluminium, dan topi logam.

2. Alat pelindung mata (*Eye protection*)

Alat pelindung mata digunakan untuk melindungi mata dari kemungkinan kontak dengan bahaya karena percikan atau kemasukan debu-debu, gas-gas, uap, cairan korosif, partikel-partikel melayang atau terkena radiasi gelombang elektromagnetik. Alat pelindung mata terdiri dari 3 macam, yaitu :

- a. Kaca mata biasa
- b. Kaca mata *goggles*, yaitu kaca mata yang tertutup semua, tetapi terdapat lubang-lubang kecil sebagai ventilasi.
- c. Tameng muka

3. Alat pelindung telinga (*Hearing protection*)

Alat pelindung telinga bekerja sebagai penghalang antara bising dan telinga dalam. Alat ini diperlukan apabila tingkat kebisingan di tempat kerja sudah mencapai 85 dB diatas 8 jam sehari. Alat pelindung telinga terdiri dari 3 macam, yaitu:

- a. Kapas.
- b. Sumbat telinga (*Ear Plugs*) mempunyai daya atenuasi suara sebesar 25-30 dB.
- c. Tutup telinga (*Ear Muffs*) mempunyai daya atenuasi suara sebesar 10-15 dB lebih besar dari sumbat telinga.



d. Canal Caps

4. Alat pelindung pernapasan (*Respiratory protection*)

Alat pelindung pernapasan diperlukan di tempat kerja dimana udara didalamnya tercemar. Secara umum ada 2 macam alat pelindung pernapasan, yaitu :

a. Respirator atau *Purifying Respirator*

Alat ini berfungsi untuk membersihkan udara yang akan dihirup oleh pekerja. Alat ini digunakan untuk melindungi pekerja dari bahaya penapasan debu, kabut, asap, gas dan uap.

b. *Breathing Apparatus* atau *Air Supply Respirator*

Alat ini berfungsi untuk memberikan udara bersih atau oksigen kepada pekerja yang menggunakannya.

5. Alat pelindung tangan dan jari (*Hand gloves*)

Alat pelindung tangan ini paling banyak digunakan, karena kecelakaan yang paling banyak terjadi pada tangan dari keseluruhan kecelakaan yang ada. Menurut bentuknya, sarung tangan dapat dibedakan menjadi :

a. Sarung tangan biasa (*Gloves*)

b. Sarung tangan yang dilapisi dengan plat logam (*Grantlet*) yang digunakan di lengan.

c. *Mitth*, sarung tangan untuk 4 jari yang terbungkus.

6. Alat pelindung kaki (*Foot cover*)

Sepatu keselamatan kerja dipakai untuk melindungi kaki dari kejatuhan benda berat, percikan asam dan basa yang korosif, cairan panas dan terinjak benda-benda tajam. Contoh alat pelindung kaki seperti sepatu kulit, sepatu karet, sepatu bot karet, sepatu anti slip, sepatu dilapisi baja, sepatu plastic, sepatu dengan sol kayu/gabus, pelindung betis, tungkai dan mata kaki.



7. Alat pelindung tubuh

Alat pelindung tubuh berupa pakaian dapat berbentuk *apron* yaitu pakaian pelindung tubuh yang menutupi sebagian tubuh mulai dari dada sampai lutut dan berbentuk *coveralls* yaitu pakaian pelindung tubuh yang menutupi seluruh bagian tubuh

VII.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) pada Pabrik

Benzene

Pada pabrik benzene ini, keselamatan dan kesehatan kerja merupakan bagian yang sangat penting, oleh karena itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk menghindari adanya kecelakaan kerja yang dapat menimbulkan kerugian serta meningkatkan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan.

VII.2.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja untuk Pekerja

Pekerja merupakan pelaksana teknis utama dalam operasi pabrik. Keselamatan dan kesehatan kerja untuk pekerja merupakan hal yang mutlak diterapkan agar tidak menimbulkan kerugian bagi pekerja itu sendiri. Berikut ini adalah beberapa perlindungan yang dapat dilakukan untuk pekerja :

Tabel VII.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja untuk Pekerja di Pabrik Benzene

No.	Daerah	Bahaya	Alat Pelindung Diri
1.	Perpipaan	- Kebocoran pipa yang dapat mengakibatkan aliran panas steam keluar	- <i>Safety helmet</i> - <i>Welding glass</i> - <i>Air respirator</i> - Sepatu - <i>Cattle pack</i>
2.	Pompa dan Kompresor	- Kebisingan - Kebocoran	- <i>Safety helmet</i> - <i>Welding glass</i>



BAB VII Keselamatan dan Kesehatan Kerja

No.	Daerah	Bahaya	Alat Pelindung Diri
			<ul style="list-style-type: none"> - Ear muff - Air respirator - Sepatu - Cattle pack
3.	Tangki penyimpanan	<ul style="list-style-type: none"> - Kebocoran - Meledak 	<ul style="list-style-type: none"> - Safety helmet - Welding glass - Air respirator - Sepatu - Cattle pack
4.	Vaporizer, heater dan furnace	<ul style="list-style-type: none"> - Menimbulkan panas - Kebocoran 	<ul style="list-style-type: none"> - Safety helmet - Welding glass - Air respirator - Sarung tangan - Sepatu - Cattle pack
5.	Reaktor	<ul style="list-style-type: none"> - Bertekanan dan bertemperatur tinggi - Kebocoran 	<ul style="list-style-type: none"> - Safety helmet - Welding glass - Air respirator - Sarung tangan - Sepatu - Cattle pack
6.	Flash tank	<ul style="list-style-type: none"> - Bertekanan tinggi - Kebocoran 	<ul style="list-style-type: none"> - Safety helmet - Welding glass - Air respirator - Sarung tangan - Sepatu - Cattle pack



No.	Daerah	Bahaya	Alat Pelindung Diri
7.	Kolom distilasi	- Kebocoran	<ul style="list-style-type: none">- Safety helmet- Welding glass- Air respirator- Sarung tangan- Sepatu- Cattle pack

VII.2.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja untuk Pabrik

Selain keselamatan dan kesehatan kerja untuk pekerja, diperhatikan juga K3 bagi pabrik itu sendiri agar proses yang berlangsung di dalamnya tidak menimbulkan bahaya yang dapat menimbulkan kerugian terhadap aset perusahaan. Berikut ini adalah beberapa pengendalian keselamatan untuk pabrik benzene:

1. Pada Tangki Penampung

Pada tangki penampung, harus dilengkapi dengan system keamanan yang berupa :

- a. Pemberian Label dan spesifikasi bahannya.
- b. Pengecekan secara berkala oleh petugas K3

2. Pada Pompa

Pada pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

3. Pada Sistem Perpipaan

Pada sistem perpipaan digunakan pengecatan secara berbeda pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa yang sudah dicat warnah merah , sedangkan aliran fluida dingin digunakan warna biru, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.



4. Pada *vaporizer, reaktor, heater dan furnace*
Pada area *vaporizer, reaktor, heater dan furnace* dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.
5. Pada area pabrik secara umum atau keseluruhan
 - a. Disediakan jalan diantara plant-plant yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misal : kebakaran)
 - b. Disediakan hydrant disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi atau pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran/ peledakan.
 - c. Memasang alarm disetiap *plant* (unit) dan kantor sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat.
 - d. Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.
 - e. Disediakan *assembly point*, tempat lapang dimana dapat menampung karyawan ketika terjadi suatu kecelakaan/kebakaran saat *running*.

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (*Ulrich, 1984*).

Instrumentasi digambarkan sebagai seni dan ilmu pengetahuan dalam penerapan alat ukur dan sistem pengendalian pada suatu objek untuk tujuan mengetahui harga numerik variabel suatu besaran proses dan juga untuk tujuan mengendalikan besaran proses supaya berada dalam batas daerah tertentu atau pada nilai besaran yang diinginkan (*Pertamina, 2007*).

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas:

1. Penunjuk (*indicator*)
Indicator adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.
2. Pengirim (*Transmitter*)
Adalah satu elemen dari sistem pengendalian proses. Untuk mengukur besaran dari suatu proses digunakan alat ukur yang disebut sebagai sensor (bagian yang berhubungan langsung dengan medium yang diukur), dimana *transmitter* kemudian mengubah sinyal yang diterima dari sensor menjadi sinyal standart. *Transmitter* adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi



permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal *recorder*, *indicator* atau *alarm*.

3. Pencatat (*Recorder*)

Recorder (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik.

4. Pengatur (*Controller*)

Controller adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.

5. Katup pengatur (*Control valve*)

Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller* ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri adalah :

1. Pengatur suhu :

a. Temperatur Indikator (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain: termometer, termokopel.

b. Temperatur *Controller* (TC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

c. Temperature *Indicator Controller* (TIC)

Fungsi : mencatat dan mengendalikan temperatur operasi



2. Pengaturan Tekanan (*Pressure*) :
 - a. Pressure Indikator (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut.
Jenis pressure indikator antara lain : *pressure gauge*.
 - b. *Pressure Controlller* (PC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 - c. *Pressure Indicator Controller* (PIC)

Fungsi : mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan yang diminta.
3. Pengatur aliran (*flow*) :
 - a. *Flow Indicator Controller* (FIC)

Fungsi : menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinyu.
 - b. *Flow Indicator* (FI)

Fungsi : menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan.
 - c. *Flow Controller* (FC)

Fungsi : mengendalikan laju aliran dalam peralatan.
 - d. *Flow Recorder* (FR)

Fungsi : mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus.
 - e. *Flow Recorder Control* (FRC)

Fungsi : mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus-menerus.
4. Pengaturan tinggi permukaan (*level*) :
 - a. *Level indicator* (LI)

Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu *vessel*.
 - b. *Level Indicator Control* (LIC)

Fungsi : sebagai alat penunjuk untuk mengetahui ketinggian fluida dan untuk mengendalikan atau mengatur level fluida agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

**Tabel VIII.1** Identifikasi Instrumen

Parameter yang diukur	Tipe indikator / kontroller	Tipe komponen	Tipe sinyal
P = <i>flow</i> T = <i>temperature</i> P = <i>pressure</i> L = <i>level</i>	R = <i>recorder</i> I = <i>indicator</i> C = <i>controller</i>	T = <i>transmitter</i> E = <i>element</i> A = <i>alarm</i>	I = <i>current</i> P = <i>pneumatic</i>

Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik *benzene* ini, yaitu :

- Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
- Suku cadang mudah diperoleh
- Mudah dalam pengoperasiannya
- Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai

VIII.2 Sistem Instrumentasi pada Pabrik *Benzene*

Sistem instrumentasi yang dipasang pada Pabrik *Benzene* dari *Toluene* dan Hidrogen dengan Proses *Hydrodealkilasi Thermal* adalah sebagai berikut :

Tabel VIII.2 Instrumentasi pada Pabrik *Benzene*

No.	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1.	Tangki penyimpanan toluene	F-110	<i>Level control (LC)</i>
2.	Vaporizer	V-130	<i>Temperature control (TC)</i>
3.	Reaktor	R-210	<i>Temperature control (TC)</i>
4.	Flash tank	H-310 H-320	<i>Pressure control (TC)</i>



No.	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
5.	Kolom distilasi	D-330 D-340	<i>Level control (LC)</i> <i>Temperature control (TC)</i>
6.	Akumulator	A-334 A-343	<i>Level control (LC)</i>
7.	Aliran refluks kolom distilasi	-	<i>Flow control (FC)</i>

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH

Limbah adalah sisa suatu usaha dan/ atau kegiatan. Limbah bahan berbahaya dan beracun, disingkat B3 adalah sisa suatu usaha dan/ atau kegiatan yang mengandung bahan berbahaya dan/atau beracun yang karena sifat dan/ atau konsentrasi dan/atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, dapat mencemarkan dan/atau merusak lingkungan hidup, dan/atau membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, serta kelangsungan hidup manusia dan makhluk hidup lain.

IX.1 Pengolahan Limbah secara Umum

Pengelolaan limbah B3 adalah rangkaian kegiatan yang mencakup pengurangan, penyimpanan, pengumpulan, pengangkutan, pemanfaatan, pengolahan, dan/ atau penimbunan limbah. Pengelolaan limbah B3 dimaksudkan agar limbah B3 yang dihasilkan masing-masing unit produksi sesedikit mungkin, dan dapat diusahakan sampai nol (*zero waste*) dengan pengolahan bahan, substitusi bahan, pengaturan operasi kegiatan, dan teknologi bersih. Upaya pengelolaan limbah dapat dilakukan dengan melaksanakan konsep 4R, yaitu:

- *Reduce*, minimalisasi sampah dari sumber
- *Reuse*, memanfaatkan kembali limbah
- *Recovery*, melakukan upaya untuk perolehan kembali bahan-bahan yang berguna.
- *Recycle*, melakukan pemrosesan sehingga menghasilkan produk lainnya

Pengendalian pencemaran akan membawa dampak positif bagi lingkungan karena akan menyebabkan kesehatan masyarakat yang lebih baik, kenyamanan hidup lingkungan sekitar yang lebih tinggi, kerusakan materi yang rendah, dan yang penting adalah kerusakan lingkungan yang rendah. Faktor utama yang harus diperhatikan dalam pengendalian pencemaran ialah karakteristik dari pencemar. Hal tersebut bergantung pada jenis dan



konsentrasi senyawa yang dibebaskan ke lingkungan, kondisi geografis sumber pencemar, serta kondisi meteorologis lingkungan. Pada industri kimia umumnya menghasilkan 3 jenis limbah yaitu limbah padat, limbah cair, dan limbah gas.

IX.2 Pengolahan Limbah pada Pabrik *Benzene*

Limbah pada industri petrokimia berasal dari kegiatan manufaktur, formulasi, produksi, dan distribusi produk maupun dari IPAL yang mengolah effluen dari proses atau kegiatan petrokimia yang tertuang dalam Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 101 Tahun 2014. Pada Pabrik *Benzene* ini, limbah yang dihasilkan dari proses produksi, yaitu :

1. Limbah Gas

Limbah gas yang dihasilkan dari pabrik benzene berasal dari gas sisa pembakaran pembangkit *steam* pada *boiler* di utilitas. Menurut Peraturan Menteri Negara Lingkungan Hidup No.7 Tahun 2007, *boiler* (ketel uap) yang menggunakan bahan bakar gas akan menghasilkan emisi CO ataupun CO₂.

2. Limbah cair

Limbah cair yang dihasilkan dari pabrik benzene berasal dari limbah domestik, oli bekas pelumas.

Limbah yang dihasilkan dari pabrik benzene ini perlu diolah kembali agar tidak merusak lingkungan proses pengolahan limbah pada pabrik benzene adalah sebagai berikut:

1. Limbah Gas

Limbah gas yang berasal dari *stream flash tank* diolah dengan cara digunakan kembali sebagai bahan bakar untuk boiler. Hal ini dilakukan dengan cara mengkombinasikan *vent stream* dengan inlet bahan baku melalui *burner* yang berbeda.

Limbah gas dari pembakaran vent stream pada boiler dapat direduksi kadar CO₂ nya dengan menggunakan CO₂ *removal technology*. Teknologi ini dapat dilakukan melalui dua cara yaitu dengan absorpsi menggunakan alkalin, serta proses pembakaran oksidasi. Absorpsi alkalin dilakukan dengan



menggunakan pelarut amina, sedangkan pada pembakaran oksidasi dibutuhkan suplai oksigen.

2. Limbah Cair

a. Pengolahan limbah minyak pelumas bekas

Pengolahan limbah cair berupa oli bekas dapat dilakukan dengan cara mendaur ulang oli bekas menjadi pelumas dasar. Minyak pelumas yang telah terpakai untuk generator, pompa dan mesin lain ditampung pada empat khusus dan terhindar dari kotoran lainnya. Apabila oli bekas tercampur dengan sampah yang lain maka akan menurunkan kualitasnya serta meningkatkan biaya pemurnian oli. Alat penampungan oli harus dibuat dari bahan yang tahan terhadap karat dan tertutup rapat serta diberi label yang jelas. Dalam jangka waktu tertentu oli bekas ini dapat dijual ke pengumpul oli bekas yang selanjutnya dikirim ke perusahaan pengolah oli bekas.

b. Pengolahan limbah domestik

Pengolahan limbah domestik dapat dilakukan dengan netralisasi. Hasil pengolahan ini diharapkan memenuhi baku mutu lingkungannya yaitu pH 6-7 dan COD <40 mg/L. Pengolahan secara netralisasi sebagai berikut pH dari limbah diukur terlebih dahulu. Jika pH berada pada rentang 6-9 maka air akan dibuang secara otomatis. Jika pH diluar rentang tersebut maka pH dilakukan injeksi bahan kimia.

BAB X

KESIMPULAN

Berdasarkan perhitungan dan perencanaan “Pabrik Benzene dari Toluene dan Hidrogen dengan Proses Hydrodealkilasi Thermal” dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Kapasitas pabrik benzene dari toluene dan hidrogen dengan proses hydrodealkilasi thermal adalah sebesar 100000 ton/tahun.
2. Pabrik benzene ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun, 24 jam/hari.
3. Bahan baku yang digunakan yaitu toluene sebesar 16697,12 kg/jam dan hidrogen sebesar 1424,43 kg/jam.
4. Tahap pembuatan benzene ini melalui beberapa tahapan proses yaitu:
 - a. Tahap pre treatment untuk mengubah fase toluene dari liquid menjadi gas
 - b. Tahap hydrodealkilasi untuk mengkonversi toluene menjadi produk benzene
 - c. Tahap pemisahan antara produk dengan gas hidrogen dan methana menggunakan *flash tank*
 - d. Tahap pemurnian produk antara benzene dan toluene serta diphenyl. Terdapat dua kolom distilasi, dimana pada kolom distilasi pertama memisahkan antara benzene dengan toluene (*recycle*) dan diphenyl (produk samping). Pada kolom distilasi kedua memisahkan antara toluene (*recycle*) dengan diphenyl (produk samping).
5. Produk utama yang dihasilkan berupa benzene sebesar 12626,26 kg/jam. Sedangkan produk samping yang dihasilkan berupa diphenyl sebesar 1143,51 kg/jam.
6. Limbah yang dihasilkan yaitu berupa limbah cair yang berasal dari limbah domestik kantor dan oli bekas pelumas



dan limbah gas keluaran dari flash tank.

7. Jumlah kebutuhan air pabrik benzene dari toluene dan hidrogen dengan proses hydrodealkilasi thermal adalah air sanitasi dan air pendingin sebanyak 301,23 m³/jam.

DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	m	massa	kg
2	n	mol	mol
3	BM	Berat molekul	g/kmol
4	T	Suhu	°C/°F
5	cp	Heat Capacity	kcal/kg°C
6	ΔH_f	Enthalpy pembentukan	kcal/kmol
7	ΔH_f	Enthalpy product	kcal
8	H	Enthalpy	kcal
9	Hv	Enthalpy vapor	kcal/kg
10	HI	Enthalpy liquid	kcal/kg
11	Q	Panas	kcal
12	ρ	Densitas	gr/cm ³
13	η	Efisiensi	%
14	μ	Viscositas	Cp
15	D	Diameter	In
16	H	Tinggi	In
17	R	Jari-jari	In
18	C	Faktor Korosi	-
19	E	Efisiensi sambungan	-
20	Th	Tebal tutup atas	In
21	ΣF	Total friksi	-
22	Hc	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
23	F _f	Friction loss	ft.lbf/lbm
24	h _{ex}	Sudden exspansion	ft.lbf/lbm
25	A	Luas perpindahan panas	ft ²
26	a	Area aliran	ft ²
27	B	Baffle spacing	in
28	f	Faktor friksi	ft ² /in ²
29	G	Massa velocity	Lb/(hr)(ft ²)
30	k	Thermal conductivity	Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell & Young. (1959). *Process Equipment Design*. USA: John Wiley & Sons, Inc
- Chopey, N. P. (1999). *Handbook of Chemical Engineering Calculations, 3th edition*. New York : McGraw-Hill.
- Dean, J. A. (1999). *Lange's Handbook of Chemistry, 5th Edition*. New York : McGraw-Hill.
- Dimian, Alexander C. (2003). *Integrated Design and Simulation of Chemical Processes*. Amsterdam: Elsevier.
- Dow. (1997). *Downtherm A - Heat Transfer Fluid*. USA: The Dow Chemical Company.
- Gallant, R. W. (1993). *Physical Properties Hydrocarbons*. USA: Gulf Publishing Company.
- Geankoplis, C. (1983). *Transport Process and Unit Operations, 2ed edition*. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.
- Himmelblau, D. M. (1962). *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*. USA: Prentice-Hall, Inc.
- Kementrian Perindustrian Republik Indonesia (2014). *Perkembangan Impor Komoditi Hasil Industri Dari Negara Tertentu*. www.kemenperin.go.id
- Kern, D. Q. (1988). *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Kirk-Othmer. (1991). *Encyclopedia of Chemical Technology*. New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants, Vol.3, 3th edition*. United State America : Gulf Professional Publishing.
- Mc Ketta, J.J. (1977). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design, vol 4*. New York : Marcel Dekker Inc.
- Merck. (1983). *The Merck Index An Encyclopedia of Chemicals Drugs and Biologicals*. New York: Merck & Co, Inc.
- Perry (1934). *Chemical Engineering Handbook 8th Edition*. USA : The McGraw-Hill Companies.

- Pertamina. (2007). *Dasar Instrumentasi dan Proses Kontrol*.
Balongan: Pertamina
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. (1991). *Plant Design and Economic for Chemical Engineers Handbook, 7th edition*. Singapore: McGraw-Hill, Inc.
- Rase, Howard H. (1977). *Chemical Reactor for Process Plants*.
New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Seader, J.D., dan Henley, E.J. 2006. *Separation Process Principles 2nd Edition*. Hoboken : John Wiley & Sons.
- Silla, H. (2003). *Chemical Process Engineering*. New York :
Marcel Dekker, Inc.
- Smith, J. M. (2001). *Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. Singapore : McGraw-Hill.
- Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*.
England : John Wiley & Sons, Ltd.
- Speight, J. (2002). *Chemical Process and Design Handbook*.
USA: McGraw Hill Company.
- Suma'mur. (2009). *Higiene Perusahaan dan Kesehatan Kerja*.
Jakarta: Sagung Seto.
- Tsuchiya, A. (1996). *A Kinetic Study on the Hydrogenolytic Dealkylation of Toluene with Pressure Flow Reaktor*.
- Ulrich, G.D., (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York : John Wiley and Sons.
- Ullman. (2003). *Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. USA: Wiley-Vch Verlag GmbH & Co.kGaA, Weinheim.
- Walas, Stanley M. (1990). *Chemical Process Equipment-Selection and Process*. USA: Butterworth-Heinemann
- Winkle, M. V. (1967). *Distillation*. New York: McGraw-Hill, Inc.
- Woods, Donald R. (2007). *Rules of Thumb in Engineering Practice*. USA: Wiley-Vch Verlag GmbH & Co.kGaA.
- Yaws, Carl L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: Mc.Graw-Hill, Inc.

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas : 100.000 ton benzene/tahun
 : 303,04 ton benzene/hari
 : 12.626,26 kg benzene/jam
 Operasi : 330 hari/tahun, 24 jam/hari
 Satuan massa : kg
 Basis waktu : 1 Jam

Untuk kapasitas 12626,26 kg benzene/jam, dibutuhkan bahan baku toluene sebanyak 16697,12 dan hidrogen sebanyak 1424,43 kg/jam dengan komposisi sebagai berikut :

Tabel A.1 Komposisi Toluene

Komponen	%	Massa (kg)
C ₇ H ₈	99,99%	16694,63
C ₆ H ₆	0,01%	2,49
Total	100,00%	16697,12

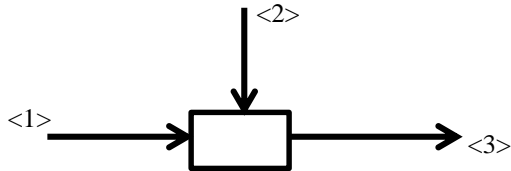
Tabel A.2 Komposisi Hidrogen

Komponen	%	Massa (kg)
H ₂	97,00%	1381,70
CH ₄	3,00%	42,73
Total	100,00%	1424,43

I. Tahap *Pre-Treatment*

I.1 Percabangan 1

Fungsi : Mencampur fresh toluene dan recycle toluene
(dari D-340)



Keterangan aliran :

<1> Fresh toluene

<2> Recycle toluene

<3> Menuju ke vaporizer (V-130)

Tabel A.4 Komposisi Fresh Toluene

Komponen	<1>	
	X_1	M_1 (kg)
C_7H_8	0,9999	16694,63
C_6H_6	0,0001	2,49
Total	1,00	16697,12

Tabel A.5 Komposisi Recycle Toluene

Komponen	<2>	
	X_2	M_2 (kg)
C_7H_8	0,99	3886,96
C_6H_6	0,00	12,63
$C_{12}H_{10}$	0,00	11,15
Total	1,00	3910,74

Neraca massa total

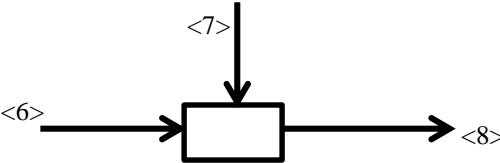
$$M_1 + M_2 = M_3$$

Tabel A.6 Neraca Massa Percabangan 1

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<1>	<2>	<3>
C ₇ H ₈	16694,63	3886,9	20581,59
C ₆ H ₆	2,49	12,63	15,12
C ₁₂ H ₁₀	0,00	11,15	11,15
	16697,12	3910,74	20607,86
Total	20607,86		20607,86

I.2 Percabangan 2

Fungsi : Mencampur fresh H₂ dan recycle H₂ (dari H-310)



Keterangan aliran :

<6> Fresh H₂

<7> Recycle H₂

<8> Menuju ke *furnace* (Q-212)

Tabel A.7 Komposisi Fresh H₂

Komponen	<6>	
	X ₆	M ₆ (kg)
H ₂	0,97	1381,70
CH ₄	0,03	42,73
Total	1,00	1424,43

Tabel A.8 Komposisi Recycle H₂

Komponen	<7>	
	X ₇	M ₇ (kg)
C ₇ H ₈	0,00	3,24
C ₆ H ₆	0,00	5,49
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00
H ₂	0,97	39787,96
CH ₄	0,03	1229,44
Total	1,00	41026,13

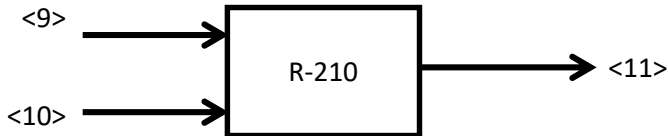
Tabel A.9 Neraca Massa Percabangan 2

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<6>	<7>	<8>
C ₇ H ₈	0,00	3,24	3,24
C ₆ H ₆	0,00	5,49	5,49
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00	0,00
H ₂	1381,70	39787,96	41169,66
CH ₄	42,73	1229,44	1273,29
	1424,43	41026,13	42451,68
Total	42451,68		42451,68

II. Tahap Hydrodealkilasi

II.1 Reaktor (R-210)

Fungsi : Tempat terjadinya proses reaksi antara toluene dan hidrogen untuk menghasilkan benzene



Keterangan aliran :

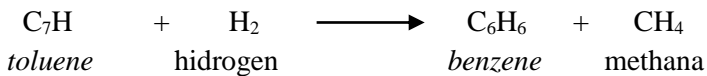
<9> Keluaran *toluene* dari *furnace*

<10> Keluaran H₂ dari *furnace*

<11> Hasil reaksi dari Reaktor (R-210)

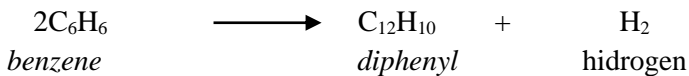
Konversi reaksi utama : 80% (McKetta, 1993)

Reaksi utama



Konversi reaksi samping : 8% (www.cheegg.com)

Reaksi samping

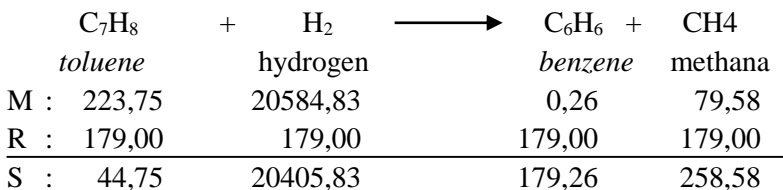


Tabel A.10 Komposisi Umpan R-110

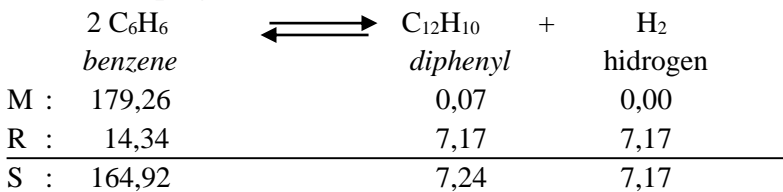
Komponen	BM	<9>	<10>
		M ₉ (kg)	M ₁₀ (kg)
C ₇ H ₈	92	20581,59	3,24
C ₆ H ₆	78	15,12	5,49
C ₁₂ H ₁₀	154	11,15	0,00
H ₂	2	0,00	41169,66
CH ₄	16	0,00	1273,29
		20607,86	42451,68
Total		63059,53	

Perhitungan neraca mol dari reaksi yang terjadi pada R-210

Reaksi utama :



Reaksi Samping :



Tabel A.11 Komposisi Produk R-110

Komponen	BM	<11>	
		kmol	kg
C ₇ H ₈	92	44,75	4116,97
C ₆ H ₆	78	164,92	12863,89
C ₁₂ H ₁₀	154	7,24	1115,41
H ₂	2	20413,00	40826,00
CH ₄	16	258,58	4137,26
Total		20888,50	63059,53

Neraca Massa Total

$$M_9 + M_{10} = M_{11}$$

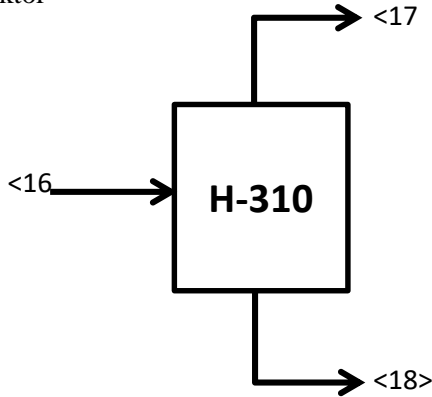
Tabel A.12 Neraca Massa Reaktor (R-210)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<9>	<10>	<11>
C ₇ H ₈	20581,59	3,24	4116,97
C ₆ H ₆	15,12	5,49	12863,89
C ₁₂ H ₁₀	11,15	0,00	1115,41
H ₂	0,00	41169,66	40826,00
CH ₄	0,00	1273,29	4137,26
	20607,86	42451,68	63059,53
Total	63059,53		63059,53

III. Tahap Pemisahan

III.1 Flash Tank 1 (H-310)

Fungsi : Memisahkan komponen hidrogen dari produk keluaran reaktor



Keterangan aliran :

<16> Produk keluaran dari *cooler*

<17> Recycle H_2

<18> Liquid keluaran *flash tank* 1 (H-310) menuju *flash tank* 2 (H-320)

Tabel A.13 Komposisi Umpan H-310

Komponen	BM	<13>			
		kmol		kg	
		X_{16}	M_{16}	X_{16}	M_{16}
C_7H_8	92	0,00	44,75	0,07	4116,97
C_6H_6	78	0,01	164,92	0,20	12863,89
$C_{12}H_{10}$	154	0,00	7,24	0,02	1115,41
H_2	2	0,98	20413,00	0,65	40826,00
CH_4	16	0,01	258,58	0,07	4137,26
Total		1,00	20888,50	1,00	63059,53

Perhitungan tekanan uap dan nilai K

Tabel A.14 Konstanta Antoine

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
C ₇ H ₈	6,95	1344,80	219,48
C ₆ H ₆	6,95	1211,03	220,79
C ₁₂ H ₁₀	7,25	1998,73	202,73
H ₂	5,81	66,79	275,65
CH ₄	6,70	405,42	267,78

(Sumber : Dean, 1999)

Persamaan Antoine Handbook of Chemical Engineering Calculation (*Chopey, 2001*)

$$\log_{10} P^0 = A - \frac{B}{t + C}$$

Keterangan :

A, B, C = konstanta Antoine

P⁰ = Tekanan uap (mmHg)

t = Suhu (°C)

Konstanta kessetimbangan uap-cairan dihitung menggunakan persamaan berikut (*Geankoplis, 1993*)

$$K_i = \frac{P_i^0}{P}$$

Keterangan :

P_i⁰ = Tekanan uap murni komponen *i* (mmHg)

P = Tekanan uap total (mmHg)

Kondisi operasi H-310

P = 15 atm

T = 56°C

Tabel A.15 Tekanan uap dan nilai K komponen H-310

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K
C ₇ H ₈	2,64	433,70	0,04
C ₆ H ₆	3,08	1199,09	0,11
C ₁₂ H ₁₀	0,46	2,91	0,00
H ₂	5,63	429497,28	37,68
CH ₄	5,57	370471,41	32,50

Perhitungan jumlah uap dan liquida

Menurut Seader & Henley (2006), jumlah uap dan liquid hasil pemisahan dalam *flash tank* dapat dihitung melalui persamaan :

$$f\{\psi\} = \sum \frac{z_i (1-K_i)}{1 + \psi (K_i - 1)} = 0$$

Untuk $\psi = \frac{V}{F}$, dimana $K_i = K_i(T_v, P_v)$ dan z_i adalah fraksi mol komponen i . Jumlah uap dan liquida dihitung melalui persamaan :

$$V = F \psi$$

$$L = F - V$$

Dengan memasukkan data pada persamaan di atas, maka diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$0 = \frac{0,00 (1-0,04)}{1+\psi (0,04-1)} + \frac{0,01 (1-0,11)}{1+\psi (0,11-1)} + \frac{0,00 (1-0,00)}{1+\psi (0,00-1)} \\ + \frac{0,098 (1-37,68)}{1+\psi (37,68-1)} + \frac{0,01 (1-32,50)}{1+\psi (32,50-1)}$$

Untuk mencari nilai ψ dilakukan trial dengan menggunakan metode Secant dan didapatkan nilai ψ sebesar 0,96

$$V (M_{13}) = F \psi$$

$$V = 20888,50 \cdot 0,96 \\ = 19970,92 \text{ kmol}$$

$$L (M_{13}) = F - V$$

$$= (20888,50 - 19970,92) \text{ kmol} \\ = 917,57 \text{ kmol}$$

Perhitungan fraksi mol komponen dalam uap dan liquida

Menurut Seader & Henley (2006), fraksi mol komponen dalam uap dan liquida dapat dihitung melalui persamaan :

$x_i = \frac{z_i}{1+\psi (K_i-1)}$
$y_i = x_i K_i$

Berdasarkan persamaan tersebut didapatkan fraksi mol masing-masing komponen sebagai berikut:

Tabel A.16 Fraksi mol komponen pada H-310

Komponen	x_i	y_i
C_7H_8	0,03	0,00
C_6H_6	0,15	0,00
$C_{12}H_{10}$	0,01	0,00
H_2	0,51	0,97
CH_4	0,26	0,02
Total	1,00	1,00

Tabel A.17 Massa komponen dalam uap pada H-310

Komponen	BM	<17>	
		kmol	kg
C_7H_8	92	0,07	3,24
C_6H_6	78	0,26	5,49
$C_{12}H_{10}$	154	0,00	0,00
H_2	2	19894,05	39787,96
CH_4	16	76,54	1229,45
Total		19970,92	41026,13

Tabel A.18 Massa komponen dalam liquid pada H-310

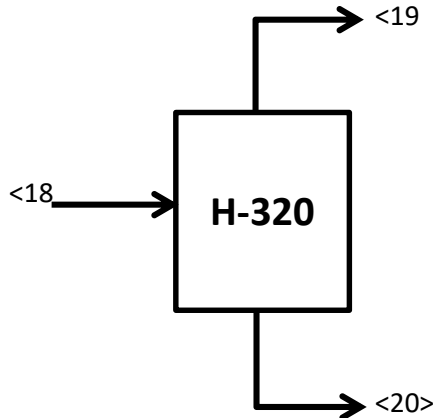
Komponen	BM	<18>	
		kmol	kg
C_7H_8	92	44,71	4113,73
C_6H_6	78	164,85	12858,40
$C_{12}H_{10}$	154	7,24	1115,41
H_2	2	518,95	1038,04
CH_4	16	181,74	2907,82
Total		917,57	22033,40

Tabel A.19 Neraca Massa H-310

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<16>	<17>	<18>
C_7H_8	4116,97	3,24	4113,73
C_6H_6	12863,89	5,49	12858,40
$C_{12}H_{10}$	1115,41	0,00	1115,41
H_2	40826,00	39787,96	1038,04
CH_4	4137,26	1229,45	2907,82
	63059,53	41026,13	22033,40
Total	63059,53	63059,53	

III.2 Flash Tank 2 (H-320)

Fungsi : Memisahkan komponen methana dari produk keluaran *flash tank 1*



Keterangan aliran :

<18> Produk keluaran dari *flash tank 1*

<19> Vapor keluaran *flash tank 2* (H-320)

<20> Liquid keluaran *flash tank 2* (H-320) menuju kolom distilasi (D-330)

Tabel A.20 Komposisi Umpan H-320

Komponen	BM	<18>			
		kmol		kg	
		X ₁₈	M ₁₈	X ₁₈	M ₁₈
C ₇ H ₈	92	0,05	44,71	0,19	4113,73
C ₆ H ₆	78	0,18	164,85	0,58	12858,40
C ₁₂ H ₁₀	154	0,01	7,24	0,05	1115,41
H ₂	2	0,57	519,02	0,05	1038,04
CH ₄	16	0,20	181,74	0,13	2907,82
Total		1,00	917,57	1,00	22033,40

Perhitungan tekanan uap dan nilai K

Tabel A.21 Konstanta Antoine

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
C ₇ H ₈	6,95	1344,80	219,48
C ₆ H ₆	6,95	1211,03	220,79
C ₁₂ H ₁₀	7,25	1998,73	202,73
H ₂	5,81	66,79	275,65
CH ₄	6,70	405,42	267,78

(Sumber : Dean, 1999)

Persamaan Antoine Handbook of Chemical Engineering Calculation (Chopey, 2001)

$$\log_{10} P^0 = A - \frac{B}{t + C}$$

Keterangan :

A, B, C = konstanta Antoine

P⁰ = Tekanan uap (mmHg)

t = Suhu (°C)

Konstanta kesetimbangan uap-cairan dihitung menggunakan persamaan berikut (*Geankoplis, 1993*)

$$K_i = \frac{P_i^0}{P}$$

Keterangan :

P_i^0 = Tekanan uap murni komponen i (mmHg)

P = Tekanan uap total (mmHg)

Kondisi operasi H-310

$P = 1 \text{ atm}$

$T = 56^\circ\text{C}$

Tabel A.22 Tekanan uap dan nilai K komponen H-320

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K
C_7H_8	1,69	49,07	0,06
C_6H_6	2,23	171,60	0,23
$\text{C}_{12}\text{H}_{10}$	-1,13	0,07	0,00
H_2	5,60	398395,69	524,20
CH_4	5,36	229628,49	302,14

Perhitungan jumlah uap dan liquida

Menurut Seader & Henley (2006), jumlah uap dan liquid hasil pemisahan dalam *flash tank* dapat dihitung melalui persamaan :

$$f\{\psi\} = \sum \frac{z_i (1-K_i)}{1 + \psi (K_i - 1)} = 0$$

Untuk $\psi = \frac{V}{F}$, dimana $K_i = K_i(T_v, P_v)$ dan z_i adalah fraksi mol komponen i . Jumlah uap dan liquida dihitung melalui persamaan :

$$V = F \psi$$

$$L = F - V$$

Dengan memasukkan data pada persamaan di atas, maka diperoleh persamaan sebagai berikut.

$$0 = \frac{0,05 (1-0,06)}{1+\psi (0,06-1)} + \frac{0,02 (1-0,23)}{1+\psi (0,23-1)} + \frac{0,01 (1-0,00)}{1+\psi (0,00-1)} \\ + \frac{0,52 (1-524,20)}{1+\psi (524,20-1)} + \frac{0,23 (1-302,14)}{1+\psi (302,14-1)}$$

Untuk mencari nilai ψ dilakukan trial dengan menggunakan metode Secant dan didapatkan nilai ψ sebesar 0,77

$$V (M_{15}) = F \psi$$

$$V = 917,57 \cdot 0,77 \\ = 705,36 \text{ kmol}$$

$$L (M_{16}) = F - V$$

$$= (917,57 - 705,36) \text{ kmol} \\ = 212,21 \text{ kmol}$$

Perhitungan fraksi mol komponen dalam uap dan liquida

Menurut Seader & Henley (2006), fraksi mol komponen dalam uap dan liquida dapat dihitung melalui persamaan :

$$x_i = \frac{z_i}{1+\psi (K_i-1)}$$

$$y_i = x_i K_i$$

Berdasarkan persamaan tersebut didapatkan fraksi mol masing-masing komponen sebagai berikut:

Tabel A.23 Fraksi mol komponen pada H-320

Komponen	x_i	y_i
C_7H_8	0,23	0,02
C_6H_6	0,71	0,03
$C_{12}H_{10}$	0,06	0,00
H_2	0,00	0,36
CH_4	0,00	0,49
Total	1,00	1,00

Tabel A.24 Massa komponen dalam uap pada H-320

Komponen	BM	<19>	
		kmol	kg
C_7H_8	92	2,00	183,58
C_6H_6	78	2,93	228,72
$C_{12}H_{10}$	154	0,00	0,00
H_2	2	519,02	1038,04
CH_4	16	181,41	2902,55
Total		705,36	4352,89

Tabel A.25 Massa komponen dalam liquid pada H-320

Komponen	BM	<20>	
		kmol	kg
C_7H_8	92	42,72	3930,15
C_6H_6	78	161,92	12629,69
$C_{12}H_{10}$	154	7,24	1115,41
H_2	2	0,00	0,00
CH_4	16	0,33	5,27
Total		212,21	17680,51

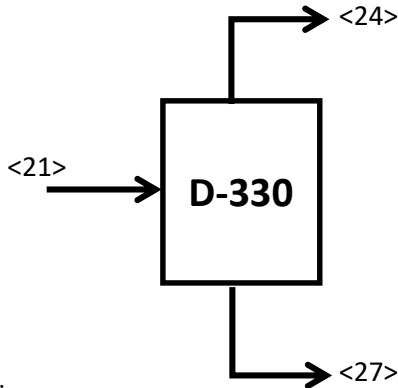
Tabel A.26 Neraca Massa H-320

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<18>	<19>	<20>
C_7H_8	4113,73	183,58	3930,15
C_6H_6	12858,40	228,72	12629,69
$C_{12}H_{10}$	1115,41	0,00	1115,41
H_2	1038,04	1038,04	0,00
CH_4	2907,82	2902,55	5,27
	22033,40	4352,89	17680,51
Total	22033,40	22033,40	

IV. Tahap Pemurnian

IV.1 Kolom Distilasi *Benzene* (D-330)

Fungsi : Memisahkan *benzene* dari campuran liquid hasil pemisahan dalam *flash tank* 2 (H-320)



Keterangan aliran :

<21> Liquid dari *flash tank* 2

<24> Distilat kolom *benzene* (D-330) sebagai produk

<27> Produk bawah kolom benzene (D-340) menuju kolom distilasi toluene (D-340)

Tabel A.27 Komposisi Umpan D-330

Komponen	BM	<21>			
		kmol		kg	
		X ₂₁	M ₂₁	X ₂₁	M ₂₁
C ₇ H ₈	92	0,20	42,72	0,22	3930,15
C ₆ H ₆	78	0,76	161,92	0,71	12629,69
C ₁₂ H ₁₀	154	0,03	7,24	0,06	1115,41
CH ₄	16	0,00	0,33	0,00	5,27
Total		1,00	212,21	1,00	17680,51

Penentuan titik didih umpah

Massa umpan yang masuk ke kolom distilasi benzene didapatkan dari massa liquid yang keluar dari *flash tank*

Perhitungan tekanan uap (P⁰), konstanta kesetimbangan uap-cairan (K), dan relative volatility (α_i)

Tekanan uap komponen dapat dihitung menggunakan persamaan Antoine (*Chopey, 2001*) :

$$\log_{10} P^0 = A - \frac{B}{t + C}$$

Keterangan :

A, B, C = konstanta Antoine

P⁰ = Tekanan uap (mmHg)

t = Suhu (°C)

Tabel A.28 Konstanta Antoine

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
C ₇ H ₈	6,95	1344,80	219,48
C ₆ H ₆	6,95	1211,03	220,79
C ₁₂ H ₁₀	7,25	1998,73	202,73
H ₂	5,81	66,79	275,65
CH ₄	6,70	405,42	267,78

(Sumber : Dean, 1999)

Konstanta kesetimbangan uap-cairan (K_i) dihitung menggunakan persamaan berikut (Geankoplis, 1993)

$$K_i = \frac{P_i^0}{P}$$

Keterangan :

P_i⁰ = Tekanan uap murni komponen *i* (mmHg)

P = Tekanan uap total (mmHg)

Relative volatility (α_i) dapat dihitung menggunakan persamaan berikut (Geankoplis, 1993) :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$$

Keterangan :

K_i = Konstanta kesetimbangan uap-cair *i*

K_c = Konstanta kesetimbangan uap-cair komponen *heavy key*

P operasi = 1 atm

Trial T = 82,5°C

Komponen *light key* adalah *benzene* dan *heavy key* adalah *toluene*

Tabel A.29 Penentuan Titik Didih D-330

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K	α_i	$\alpha_i \cdot X_{16}$
C ₇ H ₈	2,50	317,22	0,42	1,00	0,20
C ₆ H ₆	2,96	906,94	1,19	2,86	2,18
C ₁₂ H ₁₀	0,24	1,73	0,00	0,01	0,00
CH ₄	5,54	345297,22	454,34	1088,50	0,00
Total					2,38

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i X_i} = 0,42$$

Trial sesuai karena $K_c = 1/\sum \alpha_i X_i = 0,42$ sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga titik didih umpan = 82,5°C

Menentukan komposisi produk distilasi

Pada kolom benzene ini, 99,9% dari *benzene* didapatkan dalam distilat dan 99,9% *toluene* didapatkan dalam produk bawah (*bottom product*)

Tabel A.30 Komposisi Produk D-330

Komponen	BM	Keluar (kg)			
		<24>		<27>	
		X ₂₄	M ₂₄	X ₂₇	M ₂₇
C ₇ H ₈	92	0,00	3,93	0,78	3926,22
C ₆ H ₆	78	1,00	12617,06	0,00	12,63
C ₁₂ H ₁₀	154	0,00	0,00	0,22	1115,41
CH ₄	16	0,00	5,27	0,00	0,00
Total		1,00	12626,26	1,00	5054,25

Perhitungan dew point

P operasi = 1 atm

Trial T = 76,5°C

Komponen *light key* adalah *benzene* dan *heavy key* adalah *toluene*

Tabel A.31 Penentuan Dew Point D-330

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K	α_i	y_{17}/α_i
C ₇ H ₈	2,41	257,69	0,34	1,00	0,00
C ₆ H ₆	2,88	753,34	0,99	2,92	0,34
C ₁₂ H ₁₀	0,09	1,22	0,00	0,00	0,00
CH ₄	5,52	329626,40	433,72	1279,18	0,00
Total					0,34

$$K_c = \sum \frac{y_i}{\alpha_i} = 0,34$$

Trial sesuai karena $K_c = \sum \frac{y_i}{\alpha_i} = 0,34$ sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga *dew point* = 76,5°C.

Perhitungan bubble point

P operasi = 1 atm

Trial T = 115,8°C

Komponen *light key* adalah *benzene* dan *heavy key* adalah *toluene*

Tabel A.32 Penentuan *Bubble Point* D-330

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K	α_i	$\alpha_i \cdot X_{18}$
C ₇ H ₈	2,94	878,34	1,16	1,00	0,85
C ₆ H ₆	3,35	2252,26	2,96	2,56	0,01
C ₁₂ H ₁₀	0,97	9,35	0,01	0,01	0,00
CH ₄	5,64	435183,80	572,61	495,46	0,00
Total					0,86

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i X_i} = 1,16$$

Trial sesuai karena $K_c = 1/\sum \alpha_i X_i = 1,16$ sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga *bubble point* = 115,8°C

Perhitungan Distribusi Komponen

Persamaan yang digunakan untuk menentukan distribusi komponen adalah sebagai berikut :

$$\frac{x_{iD}D}{x_{iW}W} = (\alpha_{i,av})^{Nm} \frac{x_{HD}D}{x_{HW}W}$$

Keterangan :

$x_{HD} \cdot D$ = jumlah mol *heavy key* dalam distilat
= 0,04 kmol

$x_{HW} \cdot W$ = jumlah mol *heavy key* dalam produk bawah
= 42,68 kmol

$X_{iD} \cdot D$ = jumlah mol komponen *i* dalam distilat

$X_{iW} \cdot W$ = jumlah mol komponen *i* dalam produk bawah

$\alpha_{i,av}$ = α rata-rata komponen *i*

Nm = jumlah stage minimum

Tabel A.33 Perhitungan $\frac{x_{iD}}{x_{iW}} \frac{D}{W}$ D-330

Komponen	α_i (av)	$(\alpha_{i,av})^{Nm}$	$\frac{x_{HD}D}{x_{HW}W}$	$\frac{x_{iD}D}{x_{iW}W}$
C ₁₂ H ₁₀	0,1	0,00	0,00	0,00
CH ₄	495,46	9,14E+36		9,13E+36

Neraca massa total untuk komponen i

$$x_{iF} \cdot F = x_{iD} \cdot D + x_{iW} \cdot W$$

(dengan cara substitusi $x_{iD} \cdot D = a \cdot x_{iW} \cdot W$ didapatkan $x_{iD} \cdot D$)

Tabel A.34 Penentuan Distribusi Komponen

Komponen	M ₁₇	M ₁₈	M ₁₉
C ₁₂ H ₁₀	5,27	5,27	0,00
CH ₄	1115,41	0,00	1115,41

Neraca massa total :

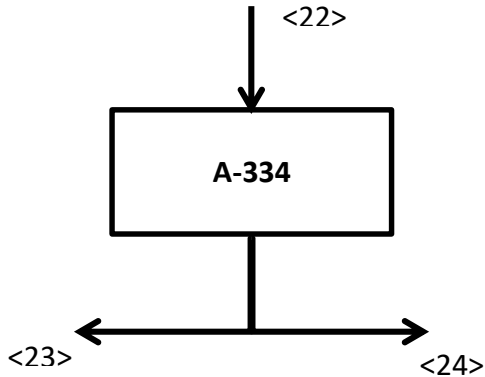
$$M_{21} = M_{24} + M_{27}$$

Tabel A.35 Neraca Massa D-330

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<21>	<24>	<27>
C ₇ H ₈	3930,15	3,93	3926,22
C ₆ H ₆	12629,69	12617,06	12,63
C ₁₂ H ₁₀	1115,41	0,00	1115,41
CH ₄	5,27	5,27	0,00
	17680,51	12626,26	5054,25
Total	17680,51	17680,51	

IV.2 Akumulator (A-334)

Fungsi : Menampung hasil distilat dari kolom distilasi benzene setelah dikondensasi



Keterangan aliran :

<22> Distilat dari D-330

<23> Reflux menuju D-330

<24> Top produk

Perhitungan Reflux Ratio

Menggunakan metode Underwood (*Geankoplis, 1993*)

Dew point = 76,5°C

Bubble point = 115,8°C

Average Temperature = 96,15°C

P operasi = 1 atm

Komponen *light key* adalah *benzene* dan *heavy key* adalah *toluene*

Tekanan uap komponen dapat dihitung menggunakan persamaan Antoine (*Chopey, 2001*) :

$$\log_{10} P^0 = A - \frac{B}{t + C}$$

Keterangan :

A, B, C = konstanta Antoine

P⁰ = Tekanan uap (mmHg)

t = Suhu (°C)

Tabel A.36 Konstanta Antoine

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
C ₇ H ₈	6,95	1344,80	219,48
C ₆ H ₆	6,95	1211,03	220,79
C ₁₂ H ₁₀	7,25	1998,73	202,73
H ₂	5,81	66,79	275,65
CH ₄	6,70	405,42	267,78

(Sumber : Dean, 1999)

Tabel A.37 Perhitungan nilai K dan α pada 96,15°C

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K	α_i
C ₇ H ₈	2,69	494,26	0,65	1,00
C ₆ H ₆	3,13	1347,56	1,77	2,72
C ₁₂ H ₁₀	0,56	3,61	0,01	0,01
CH ₄	5,58	381596,66	502,10	772,06

Trial Θ

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

dimana q = 1 karena umpan masuk pada titik didih

Nilai Θ dapat dicari melalui trial Θ antara α_{LK} dan α_{HK} yaitu antara 1 – 2,72

Tabel A.38 Trial Θ antara α_{LK} dan α_{HK}

Θ	1,18	1,20	1,35
C₇H₈	-1,25	-1,10	-0,63
C₆H₆	1,26	1,31	1,47
C₁₂H₁₀	0,00	0,00	0,00
CH₄	0,00	0,00	0,00
Σ	0,01	0,21	0,83

Didapatkan nilai Θ yang mendekati 0 adalah 1,18.

Nilai Θ tersebut digunakan untuk menghitung R_m

$$R_m + 1 = \Sigma \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Tabel A.39 Perhitungan R_m+1 kolom D-330

Komponen	$R_m + 1$
C₇H₈	0,00
C₆H₆	1,76
C₁₂H₁₀	0,00
CH₄	0,00
Total	1,76

Sehingga,

$$R_m + 1 = 1,76$$

$$R_m = 0,76$$

Perhitungan reflux ratio (R)

R optimum = 1,2 – 1,5 R_m (Geankoplis, 1993)

$$R = 1,5 \times R_m$$

$$R = 1,5 \times 0,76$$

$$R = 1,14$$

Diketahui hasil distilat D-330 sebanyak 162,13 kmol sehingga dapat dihitung reflux melalui reflux ratio

$$\text{Reflux} = \text{Distilat} \times R$$

$$\text{Reflux} = 184,38 \text{ kmol}$$

Tabel A.40 Neraca mol A-334

Komponen	Masuk (kmol)	Keluar (kmol)	
	<22>	<23>	<24>
C ₇ H ₈	0,09	0,05	0,04
C ₆ H ₆	345,71	183,96	161,76
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,70	0,37	0,33
	346,51	184,38	162,13
Total	346,51	346,51	

Neraca massa total

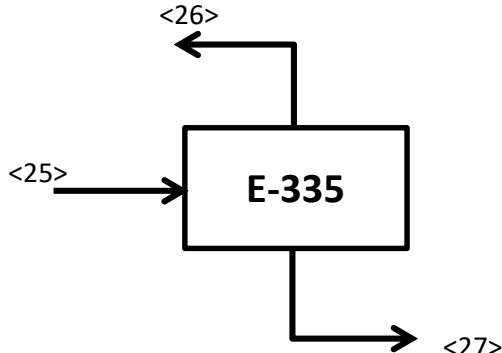
$$M_{22} = M_{23} + M_{24}$$

Tabel A.41 Neraca massa A-334

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<22>	<23>	<24>
C ₇ H ₈	8,40	4,47	3,93
C ₆ H ₆	26965,67	14348,62	12617,06
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00	0,00
CH ₄	11,27	6,00	5,27
	26985,34	14359,08	12626,26
Total	26985,34	26985,34	

IV.3 Reboiler (E-335)

Fungsi : Memanaskan kembali produk bawah kolom *benzene* (D-330)



Keterangan aliran :

<25> Produk bawah dari kolom benzene (D-330)

<26> Uap yang dikembalikan ke dalam kolom benzene (D-330)

<27> Hasil keluaran reboiler menuju kolom toluene (D-340)

Menurut Ludwig (1964), jumlah kmol uap pada bagian stripping yang dikembalikan ke dalam kolom dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\frac{V_r - V_s}{F} = 1 - q$$

$$V_s = V_r - (F - F_q)$$

Karena $q = 1$, maka persamaan menjadi

$$V_s = V_r$$

Keterangan :

V_s = jumlah kmol uap pada bagian *stripping*

V_r = jumlah kmol uap pada bagian *rectifying*

Diketahui :

$$V_s = 267,39 \text{ kmol} = 26985,34 \text{ kg} = V_r$$

Neraca massa total

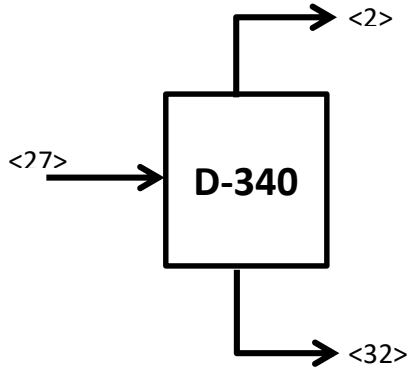
$$M_{25} = M_{26} + M_{27}$$

Tabel A.43 Neraca massa E-335

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<25>	<26>	<27>
C_7H_8	24888,82	20962,61	3926,22
C_6H_6	80,06	67,43	12,63
$C_{12}H_{10}$	7070,71	5955,30	1115,41
CH_4	0,00	0,00	0,00
	32039,59	26985,34	5054,25
Total	32039,59	32039,59	

IV.4 Kolom Distilasi *Toluene* (D-340)

Fungsi : Memisahkan *toluene* dari campuran produk bawah hasil pemisahan dalam kolom distilasi *benzene* (D-330)



Keterangan aliran :

<27> Produk bawah kolom *benzene* (D-330)

<2> Distilat kolom *toluene* (D-340) direcycle

<32> Produk bawah kolom *toluene* (D-340) sebagai produk sampling

Tabel A.44 Komposisi Umpan D-340

Komponen	BM	<27>			
		kmol		kg	
		X_{27}	M_{27}	X_{27}	M_{27}
C_7H_8	92	0,85	42,68	0,78	3926,22
C_6H_6	78	0,00	0,16	0,00	12,63
$C_{12}H_{10}$	154	0,14	7,24	0,22	1115,41
Total		1,00	50,08	1,00	5054,26

Penentuan titik didih umpan

Massa umpan yang masuk ke kolom distilasi toluene didapatkan dari massa liquid yang keluar dari kolom distilasi benzene

Perhitungan tekanan uap (P^0), konstanta kesetimbangan uap-cairan (K), dan relative volatility (α_i)

Tekanan uap komponen dapat dihitung menggunakan persamaan Antoine (*Chohey, 2001*) :

$$\log_{10} P^0 = A - \frac{B}{t + C}$$

Keterangan :

A, B, C = konstanta Antoine

P^0 = Tekanan uap (mmHg)

t = Suhu ($^{\circ}\text{C}$)

Tabel A.28 Konstanta Antoine

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
C_7H_8	6,95	1344,80	219,48
C_6H_6	6,95	1211,03	220,79
$\text{C}_{12}\text{H}_{10}$	7,25	1998,73	202,73

(Sumber : Dean, 1999)

Konstanta kesetimbangan uap-cairan (K_i) dihitung menggunakan persamaan berikut (*Geankoplis, 1993*)

$$K_i = \frac{P_i^0}{P}$$

Keterangan :

P_i^0 = Tekanan uap murni komponen i (mmHg)

P = Tekanan uap total (mmHg)

Relative volatility (α_i) dapat dihitung menggunakan persamaan berikut (Geankoplis, 1993) :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$$

Keterangan :

K_i = Konstanta kesetimbangan uap-cair i

K_c = Konstanta kesetimbangan uap-cair komponen *heavy key*

P operasi = 1 atm

Trial T = 115,8°C

Komponen *light key* adalah *toluene* dan *heavy key* adalah *diphenyl*

Tabel A.45 Penentuan Titik Didih D-340

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K	α_i	$\alpha_i \cdot X_{22}$
C ₇ H ₈	2,94	877,13	1,15	94,07	80,16
C ₆ H ₆	3,35	2249,49	2,96	241,24	0,78
C ₁₂ H ₁₀	0,97	9,32	0,01	1,00	0,14
Total					81,08

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i} = 0,01$$

Trial sesuai karena $K_c = 1/\sum \alpha_i x_i = 0,01$ sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga titik didih umpan = 115,8°C

Menentukan komposisi produk distilasi

Pada kolom benzene ini, 99% dari *toluene* didapatkan dalam distilat dan 99% *diphenyl* didapatkan dalam produk bawah (*bottom product*)

Tabel A.46 Komposisi Produk D-340

Komponen	BM	Keluar (kg)			
		<2>		<32>	
		X ₂	M ₂	X ₃₂	M ₃₂
C ₇ H ₈	92	0,99	3886,96	0,03	39,26
C ₆ H ₆	78	0,00	12,63	0,00	0,00
C ₁₂ H ₁₀	154	0,00	11,15	0,97	1104,25
Total		1,00	3910,74	1,00	1143,51

Perhitungan dew point

P operasi = 1 atm

Trial T = 97,2°C

Komponen *light key* adalah *toluene* dan *heavy key* adalah *diphenyl*

Tabel A.47 Penentuan Dew Point D-340

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K	α_i	y_{23}/α_i
C ₇ H ₈	2,71	510,60	0,67	133,84	0,01
C ₆ H ₆	3,14	1387,28	1,83	363,64	0,00
C ₁₂ H ₁₀	0,58	3,82	0,01	1,00	0,00
Total					0,01

$$K_c = \sum \frac{y_i}{\alpha_i} = 0,01$$

Trial sesuai karena $K_c = \sum \frac{y_i}{\alpha_i} = 0,01$ sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga *dew point* = 97,2°C.

Perhitungan *bubble point*

P operasi = 1 atm

Trial T = 220,2°C

Komponen *light key* adalah *toluene* dan *heavy key* adalah *diphenyl*

Tabel A.48 Penentuan *Bubble Point* D-340

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K	α_i	$\alpha_i X_{23}$
C ₇ H ₈	3,90	7972,73	10,36	23,80	1,34
C ₆ H ₆	4,21	16194,55	21,07	48,40	0,00
C ₁₂ H ₁₀	2,53	337,64	0,44	1,00	0,94
Total					2,28

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i X_i} = 0,44$$

Trial sesuai karena $K_c = 1/\sum \alpha_i X_i = 0,44$ sama dengan konstanta kesetimbangan uap-cairan *heavy key*, sehingga *bubble point* = 220,2°C

Perhitungan Distribusi Komponen

Persamaan yang digunakan untuk menentukan distribusi komponen adalah sebagai berikut :

$$\frac{x_{iD} D}{x_{iW} W} = (\alpha_{i,av})^{N_m} \frac{x_{iHD} D}{x_{iHW} W}$$

Keterangan :

$x_{HD} \cdot D$ = jumlah mol *heavy key* dalam distilat
= 0,07 kmol

$x_{HW} \cdot W$ = jumlah mol *heavy key* dalam produk bawah
= 7,17 kmol

$X_{iD} \cdot D$ = jumlah mol komponen *i* dalam distilat

$X_{iW} \cdot W$ = jumlah mol komponen *i* dalam produk bawah

$\alpha_{i,av}$ = α rata-rata komponen *i*

N_m = jumlah stage minimum

Tabel A.49 Perhitungan $\frac{x_{iD} D}{x_{iW} W}$ D-340

Komponen	$\alpha_i (av)$	$(\alpha_{i,av})^{N_m}$	$\frac{x_{HD} D}{x_{HW} W}$	$\frac{x_{iD} D}{x_{iW} W}$
C ₆ H ₆	363,64	29319,47	0,01	2902627,76

Neraca massa total untuk komponen *i*

$$x_{iF} \cdot F = x_{iD} \cdot D + x_{iW} \cdot W$$

(dengan cara substitusi $x_{iD} \cdot D = \alpha x_{iW} \cdot W$ didapatkan $x_{iD} \cdot D$)

Tabel A.50 Penentuan Distribusi Komponen

Komponen	M ₂₃	M ₂₄	M ₂₅
C ₆ H ₆	12,63	12,63	0,00

Neraca massa total :

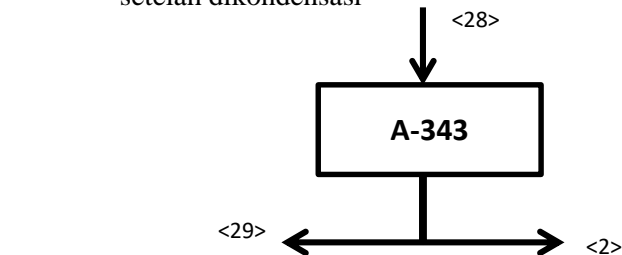
$$M_{23} = M_{24} + M_{25}$$

Tabel A.51 Neraca Massa D-340

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<27>	<2>	<32>
C_7H_8	3926,22	3886,95	39,26
C_6H_6	12,63	12,63	0,00
$C_{12}H_{10}$	1115,41	11,15	1104,25
	5054,25	3910,74	1143,51
Total	5054,25	5054,25	

IV.5 Akumulator (A-343)

Fungsi : Menampung hasil distilat dari kolom distilasi toluene setelah dikondensasi



Keterangan aliran :

<28> Distilat dari D-340

<29> Reflux menuju D-340

<2> Recycle toluene

Perhitungan Reflux Ratio

Menggunakan metode Underwood (*Geankoplis, 1993*)

Dew point = 97,2°C

Bubble point = 220,2°C

Average Temperature = 158,7°C

P operasi = 1 atm

Komponen *light key* adalah *toluene* dan *heavy key* adalah *diphenyl*

Tekanan uap komponen dapat dihitung menggunakan persamaan Antoine (*Chopey, 2001*) :

$$\log_{10} P^0 = A - \frac{B}{t + C}$$

Keterangan :

A, B, C = konstanta Antoine

P^0 = Tekanan uap (mmHg)

t = Suhu (°C)

Tabel A.52 Konstanta Antoine

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
C ₇ H ₈	6,95	1344,80	219,48
C ₆ H ₆	6,95	1211,03	220,79
C ₁₂ H ₁₀	7,25	1998,73	202,73

(*Sumber : Dean, 1999*)

Tabel A.53 Perhitungan nilai K dan α pada 166,5°C

Komponen	Log P°	P° (mmHg)	K	α_i
C ₇ H ₈	3,47	2954,76	3,89	43,48
C ₆ H ₆	3,82	6662,30	2,34	98,04
C ₁₂ H ₁₀	1,83	67,95	0,01	1,00

Trial Θ

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

dimana q = 1 karena umpan masuk pada titik didih

Nilai Θ dapat dicari melalui trial Θ antara α_{LK} dan α_{HK} yaitu antara 1 – 43,48

Tabel A.54 Trial Θ antara α_{LK} dan α_{HK}

Θ	1,28	1,25	1,65
C₇H₈	0,80	0,80	0,81
C₆H₆	1,29	1,31	1,47
C₁₂H₁₀	-0,79	-0,63	-0,34
Σ	0,01	0,17	0,47

Didapatkan nilai Θ yang mendekati 0 adalah 1,28.

Nilai Θ tersebut digunakan untuk menghitung R_m

$$R_m + 1 = \Sigma \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Tabel A.55 Perhitungan R_m+1 kolom D-340

Komponen	$R_m + 1$
C₇H₈	1,02
C₆H₆	0,00
C₁₂H₁₀	-0,01
Total	1,02

Sehingga,

$$R_m + 1 = 1,02$$

$$R_m = 0,02$$

Perhitungan reflux ratio (R)

R optimum = 1,2 – 1,5 R_m (Geankoplis, 1993)

$$R = 1,5 \times R_m$$

$$R = 1,5 \times 0,02$$

$$R = 0,03$$

Diketahui hasil distilat D-340 sebanyak 42,48 kmol sehingga dapat dihitung reflux melalui reflux ratio

$$\text{Reflux} = \text{Distilat} \times R$$

$$\text{Reflux} = 1,09 \text{ kmol}$$

Tabel A.56 Neraca mol A-343

Komponen	Masuk (kmol)	Keluar (kmol)	
	<28>	<29>	<2>
C ₇ H ₈	43,14	0,89	42,25
C ₆ H ₆	0,17	0,00	0,16
C ₁₂ H ₁₀	0,07	0,00	0,07
	43,38	0,90	42,48
Total	43,38	43,38	

Neraca massa total

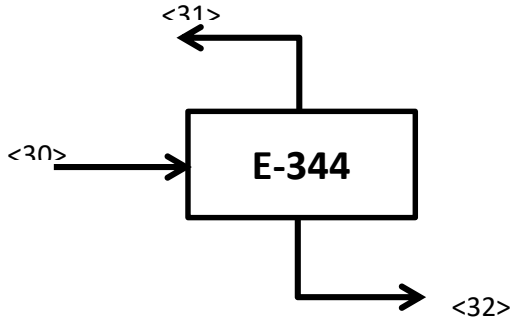
$$M_{28} = M_{29} + M_2$$

Tabel A.57 Neraca massa A-343

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<28>	<29>	<2>
C ₇ H ₈	3969,16	82,21	3886,95
C ₆ H ₆	12,90	0,27	12,63
C ₁₂ H ₁₀	11,39	0,24	11,15
	3993,45	82,71	3910,74
Total	3993,45	3993,45	

IV.6 Reboiler (E-344)

Fungsi : Memanaskan kembali produk bawah kolom *toluen* (D-340)



Keterangan aliran :

<30> Produk bawah dari kolom toluene (D-340)

<31> Uap yang dikembalikan ke dalam kolom toluene (D-340)

<32> Hasil keluaran reboiler sebagai produk samping

Menurut Ludwig (1964), jumlah kmol uap pada bagian stripping yang dikembalikan ke dalam kolom dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\frac{V_r - V_s}{F} = 1 - q$$

$$V_s = V_r - (F - F_q)$$

Karena $q = 1$, maka persamaan menjadi

$$V_s = V_r$$

Keterangan :

V_s = jumlah kmol uap pada bagian *stripping*

V_r = jumlah kmol uap pada bagian *rectifying*

Diketahui :

$$V_s = 26,53 \text{ kmol} = 3993,45 \text{ kg} = V_r$$

Neraca massa total

$$M_{30} = M_{31} + M_{32}$$

Tabel A.43 Neraca massa E-344

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<30>	<31>	<32>
C_7H_8	176,38	137,11	39,26
C_6H_6	0,00	0,00	0,00
$C_{12}H_{10}$	4960,59	3856,34	1104,25
	5136,96	3993,45	1143,51
Total	5136,96	5136,96	

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas : 100000 ton benzene/tahun
 : 303030,30 kg benzene/hari
 : 12626,26 kg benzene/hari

Operasi : 330 hari /tahun, 24 jam/hari

Satuan Panas : kkal

Basis waktu : 1 jam

Suhu referensi : 25°C = 298 K

Tabel B.1 *Heat Capacities Equation of Liquid (J/kmol K)*

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
C ₇ H ₈	140140	-152,3	0,695	-	-
C ₆ H ₆	129440	-169,5	0,64781	-	-
C ₁₂ H ₁₀	121770	429,3	-	-	-
H ₂	66,653	6765,9	-123,63	478,27	-
CH ₄	65,708	38883	-257,95	614,07	-

*Sumber : Tabel 2-153 Chapter 2 Chemical Engineers' Handbook
(Perry, 1934)*

Tabel B.2 *Heat Capacities at Constant Pressure of Inorganic and Organic Compounds in The Gas State Fit to Hyperbolic Function*

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
C ₇ H ₈	58140	286300	1440,6	189800	650,3
C ₆ H ₆	44767	230850	1479,2	168360	677,66
C ₁₂ H ₁₀	107590	421050	1904,1	417840	828,81
H ₂	27617	9560	2466	3760	567,6
CH ₄	33298	79933	2086,9	41602	991,96

*Sumber : Tabel 2-156 Chapter 2 Chemical Engineers' Handbook
(Perry, 1934)*

Tabel B.3 Heat of Vaporization (J/Kmol)

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
C ₇ H ₈	49507000	0,37742	-	-	-
C ₆ H ₆	562,05.10 ⁷	0,39053	-	-	-
C ₁₂ H ₁₀	773.10 ⁷	0,39182	-	-	-
H ₂	1012700	0,698	-1,817	1,447	-
CH ₄	10,194.10 ⁷	0,26087	-	0,22154	-
			0,14694		

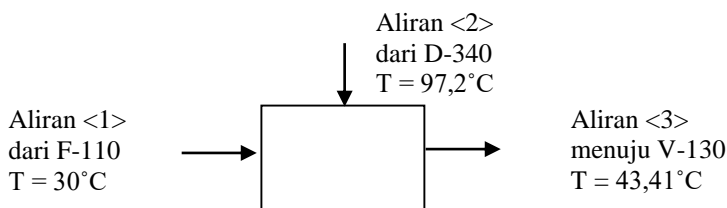
Sumber : Tabel 2-150 Chapter 2 Chemical Engineers' Handbook (Perry, 1934)

Tabel B.4 Heat of Formation (kJ/kmol)

Komponen	ΔH _f
C ₇ H ₈	50
C ₆ H ₆	82,927
C ₁₂ H ₁₀	182,09
H ₂	0
CH ₄	-74,84

1. Percabangan 1

Fungsi : mencampur toluene dan toluene *recycle* (dari D-340)



Menghitung $\int C_p dT$ masing-masing komponen aliran <1>

$T = 30^\circ\text{C} = 303\text{ K}$

Toluene (C₇H₈)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{T_1}^{T_2} a + bT + cT^2 \\
 &= \int_{298}^{303} 140140 - 152,3 T + 0,695 T^2 dT
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 140140 (303-298) - 76,15 (303^2-298^2) + 0,2317 (303^3-298^3) \\
 &= 785,69 \text{ kJ/kmol} = 187,78 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Menggunakan perhitungan yang sama untuk komponen yang lain. Sehingga didapatkan data sebagai berikut :

Komponen	$\int \text{Cp dT (30}^\circ\text{C)}$
C ₇ H ₈	187,78
C ₆ H ₆	163,72

Menghitung $\int \text{Cp dT}$ masing-masing komponen aliran <2>

$$T = 97,2^\circ\text{C} = 370,2 \text{ K}$$

Toluene (C₇H₈)

$$\begin{aligned}
 \int \text{Cp dT} &= \int_{T_1}^{T_2} a + bT + cT^2 \\
 &= \int_{298}^{370,2} 140140 - 152,3 T + 0,695 T^2 dT \\
 &= 140140 (370,2-298) - 76,15 (370,2^2-298^2) + \\
 &\quad 0,2317 (370,2^3-298^3) \\
 &= 12067,55 \text{ kJ/kmol} = 2884,14 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Menggunakan perhitungan yang sama untuk komponen yang lain. Sehingga didapatkan data sebagai berikut :

Komponen	$\int \text{Cp dT (30}^\circ\text{C)}$
C ₇ H ₈	2884,14
C ₆ H ₆	2509,09
C ₁₂ H ₁₀	4576,34

Menghitung *enthalpy* aliran masuk

Tabel B.5 *Enthalpy* Aliran <1>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int \text{Cp dT (kkal/kmol)}$	H ₁ (kkal)
C ₇ H ₈	16694,63	181,46	187,78	34075,16
C ₆ H ₆	2,49	0,03	163,72	5,23
Total				34080,38

Tabel B.6 *Enthalpy Aliran <2>*

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H ₂ (kkal)
C ₇ H ₈	3886,96	42,25	2160,79	121853,81
C ₆ H ₆	12,63	0,16	1880,66	406,28
C ₁₂ H ₁₀	11,15	0,07	3437,60	331,34
Total				122591,43

$$\begin{aligned}
 \text{Total } \textit{enthalpy} \text{ masuk} &= H_1 + H_2 \\
 &= 34080,38 + 122591,43 \\
 &= 156671,81 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$H_{\text{masuk}} = H_{\text{keluar}}$$

$$H_{\text{keluar}} = 156671,81 \text{ kkal}$$

Mencari suhu aliran keluar

$$\begin{aligned}
 H_3 &= n \int C_p dT \\
 156671,81 \text{ kkal} &= 87550057,03 + 20,84 T^2 + 0,10 T^3 \\
 655530,60 \text{ kJ} &= 87550057,03 + 20,84 T^2 + 0,10 T^3 \\
 0 &= 87550057,03 + 20,84 T^2 + 0,10 T^3 - 655530,60
 \end{aligned}$$

Dari persamaan tersebut dapat dicari suhu aliran keluar (T) dengan *goalseek*. Sehingga diperoleh suhu pada aliran keluar yaitu 43,41°C.

Menghitung $\int C_p dT$ masing-masing komponen aliran <3>

$$T = 43,41^\circ\text{C} = 316,41 \text{ K}$$

Toluene (C₇H₈)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{T_1}^{T_2} a + bT + cT^2 \\
 &= \int_{298}^{316,41} 140140 - 152,3 T + 0,695 T^2 dT \\
 &= 140140 (316,41 - 298) - 76,15 (316,41^2 - 298^2) \\
 &\quad + 0,2317 (316,41^3 - 298^3) \\
 &= 2926,51 \text{ kJ/kmol} = 699,44 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Menggunakan perhitungan yang sama untuk komponen yang lain. Sehingga didapatkan data sebagai berikut :

Komponen	$\int Cp \, dT \, (39,84^\circ C)$
C_7H_8	699,44
C_6H_6	609,51
$C_{12}H_{10}$	1116,07

Menghitung *enthalpy* aliran keluar

Tabel B.7 *Enthalpy* Aliran <3>

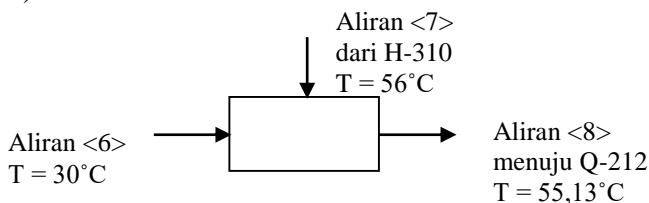
Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int Cp \, dT$ (kkal/kmol)	H ₃ (kkal)
C_7H_8	20581,59	223,71	699,44	156472,86
C_6H_6	15,12	0,19	609,51	118,15
$C_{12}H_{10}$	11,15	0,07	1116,07	80,81
Total				156671,81

Tabel B.8 Neraca Panas Total Tee 1

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H ₁	34080,38	H ₃	156671,81
H ₂	122591,43		
Total	156671,81	Total	156671,81

2. Tee 2

Fungsi : mencampur hidrogen dan hidrogen *recycle* (dari D-340)



Menghitung $\int C_p dT$ masing-masing komponen aliran <6>

$$T = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

Hidrogen (H_2)

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int_{T_1}^{T_2} C_1 + C_2 \left[\frac{C_3/T}{\sinh(\frac{C_3}{T})} \right]^2 + C_4 \left[\frac{C_5/T}{\cosh(\frac{C_5}{T})} \right]^2 \\ &= \int_{298}^{303} 27617 + 9560 \left[\frac{2466/T}{\sinh(\frac{2466}{T})} \right]^2 + \\ &\quad 3760 \left[\frac{567,6/T}{\cosh(\frac{567,6}{T})} \right]^2 \\ &= 27617 (309-298) + (9560*2466) - (3760*567,6) \\ &= 21578,87 \text{ kJ/kmol} = 5157,48 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

Menggunakan perhitungan yang sama untuk komponen yang lain. Sehingga didapatkan data sebagai berikut :

Komponen	$\int C_p dT (30^\circ\text{C})$
H_2	5157,48
CH_4	30045,72

Menghitung $\int C_p dT$ masing-masing komponen aliran <7>

$$T = 56^\circ\text{C} = 329 \text{ K}$$

Toluene (C_7H_8)

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int_{T_1}^{T_2} C_1 + C_2 \left[\frac{C_3/T}{\sinh(\frac{C_3}{T})} \right]^2 + C_4 \left[\frac{C_5/T}{\cosh(\frac{C_5}{T})} \right]^2 \\ &= \int_{298}^{329} 58140 + 286300 \left[\frac{1440,6/T}{\sinh(\frac{1440,6}{T})} \right]^2 + \\ &\quad 189800 \left[\frac{650,43/T}{\cosh(\frac{650,43}{T})} \right]^2 \\ &= 58140(329-298) + (286300*1440,6) - (189800*650,43) \\ &= 289631,7 \text{ kJ/kmol} = 69487,77 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

Menggunakan perhitungan yang sama untuk komponen yang lain. Sehingga didapatkan data sebagai berikut :

Komponen	$\int Cp \, dT \, (36^\circ C)$
C ₇ H ₈	69499,89
C ₆ H ₆	54676,09
C ₁₂ H ₁₀	109640,44
H ₂	5328,96
CH ₄	30251,88

Menghitung *enthalpy* aliran masuk

Tabel B.9 *Enthalpy* Aliran <6>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int Cp \, dT \, (kkal/kmol)$	H ₆ (kkal)
H ₂	1381,70	690,85	5157,48	3563044,48
CH ₄	43,85	2,74	30045,72	82344,05
Total				3645388,53

Tabel B.10 *Enthalpy* Aliran <7>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int Cp \, dT \, (kkal/kmol)$	H ₇ (kkal)
C ₇ H ₈	3,24	0,04	69499,89	2447,60
C ₆ H ₆	5,49	0,07	54676,09	3848,36
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00	109640,44	0,00
H ₂	39787,96	19893,98	5328,96	106014258,06
CH ₄	1229,44	76,84	30251,88	2324554,31
Total				108345108,33

$$\begin{aligned}
 \text{Total } \textit{enthalpy} \text{ masuk} &= H_6 + H_7 \\
 &= 3645388,53 + 108345108,33 \\
 &= 111990496,86 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$H_{\text{masuk}} = H_{\text{keluar}}$$

$$H_{\text{keluar}} = 111990496,86 \text{ kkal}$$

Mencari suhu aliran keluar

$$\begin{aligned}
 H_3 &= n \int C_p dT \\
 111990496,86 \text{ kkal} &= 9558,42 (T-298) + (72333,78 \cdot 0) - \\
 468579484,76 \text{ kJ} &= 9558,42 (T-298) + (72333,78 \cdot 0) - \\
 &\quad (16907597138,46 \cdot 295758,21) \\
 0 &= 9558,42 (T-298) + (72333,78 \cdot 0) - \\
 &\quad (16907597138,46 \cdot 295758,21) \\
 &\quad - 468579484,76
 \end{aligned}$$

Dari persamaan tersebut dapat dicari suhu aliran keluar (T) dengan *goalseek*. Sehingga diperoleh suhu pada aliran keluar yaitu 55,13°C.

Menghitung $\int C_p dT$ masing-masing komponen aliran <8>

$$T = 55,13^\circ\text{C} = 328,13 \text{ K}$$

Toluene (C_7H_8)

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{T_1}^{T_2} C_1 + C_2 \left[\frac{C_3/T}{\sinh(\frac{C_3}{T})} \right]^2 + C_4 \left[\frac{C_5/T}{\cosh(\frac{C_5}{T})} \right]^2 \\
 &= \int_{298}^{328,13} 58140 + 286300 \left[\frac{1440,6/T}{\sinh(\frac{1440,6}{T})} \right]^2 + \\
 &\quad 189800 \left[\frac{650,43/T}{\cosh(\frac{650,43}{T})} \right]^2 \\
 &= 58140(328,13-298) + (286300 \cdot 1440,6) - \\
 &\quad (189800 \cdot 650,43) \\
 &= 290743,81 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 69487,77 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Menggunakan perhitungan yang sama untuk komponen yang lain. Sehingga didapatkan data sebagai berikut :

Komponen	$\int C_p dT (55,13^\circ\text{C})$
C_7H_8	69487,77
C_6H_6	54666,76
$C_{12}H_{10}$	109618,02

Komponen	$\int C_p dT (55,13^\circ\text{C})$
H ₂	5323,21
CH ₄	30244,94

Menghitung *enthalpy* aliran keluar

Tabel B.11 *Enthalpy* Aliran <8>

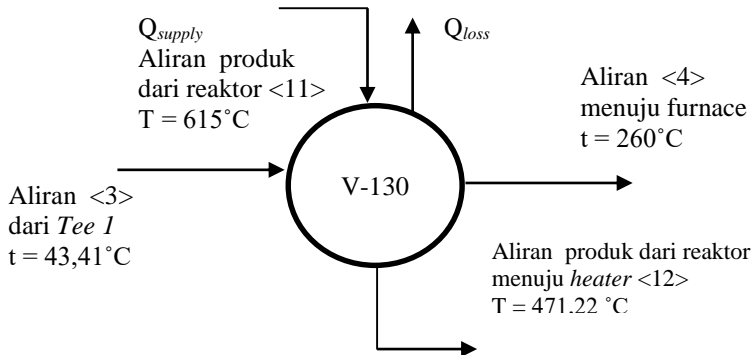
Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H ₈ (kkal)
C ₇ H ₈	3,24	0,04	69487,77	2447,18
C ₆ H ₆	5,49	0,07	54666,76	3847,70
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00	109618,02	0,00
H ₂	41169,66	20584,83	5323,21	109577290,88
CH ₄	1273,29	79,58	30244,94	2406911,10
Total				111990496,86

Tabel B.12 Neraca Panas Total Tee 2

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
H ₆	3645388,53	H ₈	111990496,86
H ₇	108345108,33		
Total	111990496,86	Total	111990496,86

3. Vaporizer (V-130)

Fungsi : Menguapkan toluene liquid ke fase gas dari *tee* 1



Entalphy masuk vaporizer

$T = 43,41^{\circ}\text{C} = 316,41\text{ K}$

Tabel B.11 *Entalphy* Aliran <3>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int \text{Cp dT}$ (kkal/kmol)	H ₃ (kkal)
C ₇ H ₈	20581,59	223,71	699,44	156472,86
C ₆ H ₆	15,12	0,19	609,51	118,15
C ₁₂ H ₁₀	11,15	0,07	1116,07	80,81
Total				156671,81

Menghitung $\int \text{Cp dT}$ masing-masing komponen aliran <4>

$T = 260^{\circ}\text{C} = 533\text{ K}$

Toluene (C₇H₈)

$$\int \text{Cp dT} = \int_{T_1}^{T_2} C_1 + C_2 \left[\frac{C_3/T}{\sinh\left(\frac{C_3}{T}\right)} \right]^2 + C_4 \left[\frac{C_5/T}{\cosh\left(\frac{C_5}{T}\right)} \right]^2$$

$$\begin{aligned}
 &= \int_{298}^{533} 58140 + 286300 \left[\frac{1440,6/T}{\sinh\left(\frac{1440,6}{T}\right)} \right]^2 + \\
 &189800 \left[\frac{650,43/T}{\cosh\left(\frac{650,43}{T}\right)} \right]^2 \\
 &= 58140 (533 - 298) + (286300 * 1440,6) - \\
 &\quad (189800 * 650,43) \\
 &= 302655,066 \text{ kJ/kmol} = 72336,38 \text{ kkal/kmol}
 \end{aligned}$$

Menggunakan perhitungan yang sama untuk komponen yang lain. Sehingga didapatkan data sebagai berikut :

Komponen	$\int Cp \, dT \, (260^\circ\text{C})$
C ₇ H ₈	72336,38
C ₆ H ₆	56860,18
C ₁₂ H ₁₀	114888,99

Menghitung *enthalpy* aliran <4>

Tabel B.12 *Enthalpy* Aliran <4>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int Cp \, dT$ (kkal/kmol)	H ₄ (kkal)
C ₇ H ₈	20581,59	223,71	72336,38	16182583,12
C ₆ H ₆	15,12	0,19	56860,18	11022,13
C ₁₂ H ₁₀	11,15	0,07	114888,99	8318,26
Total				16201923,51

Menghitung panas penguapan (ΔH_v)

Didalam *vaporizer* terjadi perubahan fase dari *liquid* menjadi *vapor*, sehingga panas penguapan perlu dihitung.

$$\Delta H_v = C_1 (1 - Tr)^{C_2 + C_3 Tr + C_4 Tr^2 + C_5 Tr^3}$$

Tabel B.13 Panas penguapan (ΔH_v)

Komponen	C1	C2	T	Tc	Tr	ΔH_v
C ₇ H ₈	49507000	0,37742	533	591,75	0,900	4948,50
C ₆ H ₆	45346000	0,39053	533	562,05	0,948	3407,85
C ₁₂ H ₁₀	76350000	0,39182	533	773	0,690	11539,47

Tabel B.14 Panas penguapan aliran <4>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	ΔH_v (kkal/kmol)	H_v (kkal)
C_7H_8	20581,59	223,71	4948,50	1107044,39
C_6H_6	15,12	0,19	3407,85	660,60
$C_{12}H_{10}$	11,15	0,07	11539,47	835,49
Total				1108540,47

Neraca panas total

$$H_3 + Q_{supply} = H_4 + H_v + Q_{loss}$$

$$\text{Asumsi } Q_{loss} = 0,05 Q_{supply}, \text{ sehingga :}$$

$$H_3 + Q_{supply} = H_4 + H_v + 0,05 Q_{supply}$$

$$155671,81 + Q_{supply} = 16201923,51 + 1108540,47 + 0,05 Q_{supply}$$

$$0,95 Q_{supply} = 17153792,17$$

$$Q_{supply} = 18056623,34 \text{ kkal}$$

$$Q_{loss} = 902831,17 \text{ kkal}$$

Tabel B.15 Neraca Panas Total Vaporizer

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_3	155671,81	ΔH_4	16201923,51
Q_{supply}	18088987,12	H_v	1108540,47
	18056623,34	Q_{loss}	902831,17
Total	18214913,34	Total	18056623,34

4. Furnace (Q-212)

Fungsi : Memanaskan *feed* sebelum masuk ke reaktor

Aliran <8>

dari Tee 2

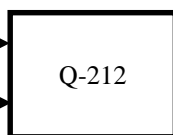
$T = 55,13^\circ C$

Aliran <10>

menuju reaktor

$T = 600^\circ C$

Aliran <5>
dari kompresor
 $T = 263,5^\circ C$



Aliran <9>
menuju reaktor
 $T = 600^\circ C$

Tabel B.16 *Entalphy Aliran <5>*

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H ₅ (kkal)
C ₇ H ₈	20581,59	223,71	72385,01	16193463,48
C ₆ H ₆	15,12	0,19	568697,63	11029,39
C ₁₂ H ₁₀	11,15	0,07	114978,99	8324,78
Total				16212817,64

Tabel B.17 Panas penguapan aliran <5>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	ΔH_v (kkal/kmol)	H _v (kkal)
C ₇ H ₈	4948,50	223,71	4948,50	1107044,39
C ₆ H ₆	3407,85	0,19	3407,85	660,60
C ₁₂ H ₁₀	11539,47	0,07	11539,47	835,49
Total				1108540,47

$$\begin{aligned}
 \text{Total panas pada aliran <5>} &= \text{Entalphy Aliran <5>} + \text{Panas} \\
 &\quad \text{penguapan aliran <5>} \\
 &= 16201923,51 + 1108540,47 \\
 &= 17310463,98 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Dari Aliran <8>

Tabel B.18 *Entalphy Aliran <8>*

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H ₈ (kkal)
C ₇ H ₈	3,24	0,04	69487,77	2447,18
C ₆ H ₆	5,49	0,07	54666,76	3847,70
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00	109618,02	0,00
H ₂	41169,66	20584,83	5323,21	109577290,88
CH ₄	1273,29	79,58	30244,94	2406911,10
Total				111990496,86

$$\begin{aligned}
 \text{Total panas masuk} &= \text{enthalpy aliran 5} + \text{enthalpy aliran 8} \\
 &= 17310463,98 + 111990496,86 \\
 &= 129300960,84 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Enthalpy keluar

- Aliran 9

$$T = 600^{\circ}\text{C} = 873 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Tabel B.19 Enthalpy Aliran <9>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H ₉ (kkal)
C ₇ H ₈	20581,59	223,71	77060,95	17239531,66
C ₆ H ₆	15,12	0,19	60498,04	11727,31
C ₁₂ H ₁₀	11,15	0,07	123631,97	8951,28
Total				17260210,25

- Aliran 10

$$T = 600^{\circ}\text{C} = 873 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Tabel B.20 Enthalpy Aliran <10>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H ₁₀ (kkal)
C ₇ H ₈	3,24	0,04	77060,95	2713,89
C ₆ H ₆	5,49	0,07	60498,04	4258,13
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00	123631,97	0,00
H ₂	41169,66	20584,83	8919,84	183613339,07
CH ₄	1273,29	79,58	34582,02	2752058,69
Total				186372369,77

• Total panas keluar

$$\begin{aligned}\text{Total panas keluar} &= \text{panas aliran 9} + \text{panas aliran 10} \\ &= 17260210,25 + 186372369,77 \\ &= 203632580,02 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Neraca panas total

$$\begin{aligned}\text{Panas aliran 5} + H_8 + Q_{\text{supply}} &= H_9 + H_{10} + Q_{\text{loss}} \\ \text{Asumsi } Q_{\text{loss}} &= 0,05 Q_{\text{supply}}, \text{ sehingga :} \\ \text{Panas aliran 5} + H_8 + Q_{\text{supply}} &= H_9 + H_{10} + 0,05 Q_{\text{supply}} \\ 16212817,64 + 111990496,86 &= 17260210,25 + 186372369,77 \\ + Q_{\text{supply}} &+ 0,05 Q_{\text{supply}} \\ 129311854,97 + Q_{\text{supply}} &= 203632580,02 + 0,05 Q_{\text{supply}} \\ 0,95 Q_{\text{supply}} &= 74320725,05 \\ Q_{\text{supply}} &= 78232342,16 \text{ kkal} \\ Q_{\text{loss}} &= 3911617,11 \text{ kkal}\end{aligned}$$

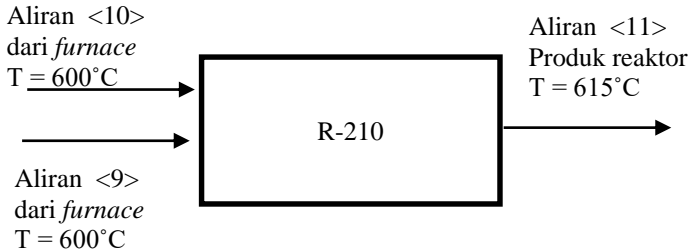
Neraca panas total

Tabel B.21 Neraca Panas Total *Furnace*

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_5	16212817,64	ΔH_9	17260210,25
ΔH_8	111990496,86	ΔH_{10}	186372369,77
Q supply	78232342,16	Q loss	3911617,11
Total	207544197,13	Total	207544197,13

5. Reaktor (R-210)

Fungsi : Sebagai tempat reaksi toluene dan hidrogen membentuk produk benzene.



Entalphy masuk reaktor

- Aliran 9
 - $T = 600^{\circ}\text{C} = 873\text{ K}$
 - $T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{ K}$

Tabel B.22 *Entalphy* masuk Aliran <9>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	H_9 (kkal)
C_7H_8	20581,59	223,71	77060,95	17239531,66
C_6H_6	15,12	0,19	60498,04	11727,31
$\text{C}_{12}\text{H}_{10}$	11,15	0,07	123631,97	8951,28
Total				17260210,25

- Aliran 10
 - $T = 600^{\circ}\text{C} = 873\text{ K}$
 - $T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298\text{ K}$

Tabel B.23 *Enthalpy* masuk Aliran <10>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	$\int Cp dT$ (kkal/kmol)	H ₁₀ (kkal)
C ₇ H ₈	3,24	0,04	77060,95	2713,89
C ₆ H ₆	5,49	0,07	60498,04	4258,13
C ₁₂ H ₁₀	0,00	0,00	123631,97	0,00
H ₂	41169,66	20584,83	8919,84	183613339,07
CH ₄	1273,29	79,58	34582,02	2752058,69
Total				186372369,77

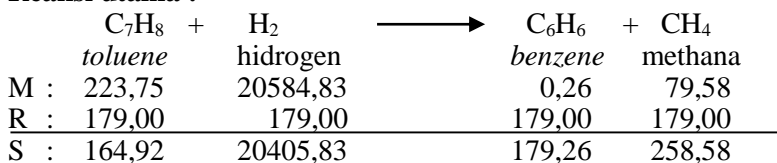
- Total panas keluar

$$\begin{aligned}
 \text{Total panas keluar} &= \text{panas aliran 9} + \text{panas aliran 10} \\
 &= 17260210,25 + 186372369,77 \\
 &= 203632580,02 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas reaksi pada reaktor

Reaksi yang terjadi pada R-210

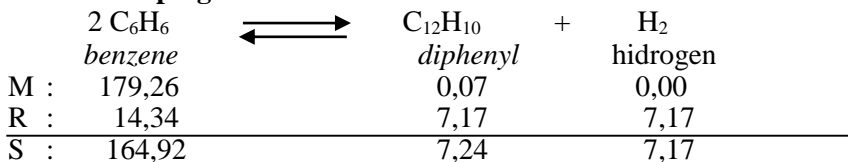
Reaksi utama :



Tabel B.24 Panas reaksi utama

	C ₇ H ₈	H ₂	C ₆ H ₆	CH ₄
ΔH_f 25	11950,30	0,00	19820,05	-17887,21
n (kmol)	179,00	179,00	179,00	179,00
n. ΔH_f 25	2113769,06	0,00	3505770,54	-3163889,53
ΔH_{rx} 25	-1771888,06 kkal			

Reaksi Samping :



Tabel B.25 Panas reaksi samping

	C ₆ H ₆	C ₁₂ H ₁₀	H ₂
ΔHf 25	19820,05	43520,00	0,00
n (kmol)	14,34	7,17	7,17
n. ΔHf 25	280453,72	308125,87	0,00
ΔHrx 25	27672,15 kkal		

Total panas reaksi = -1771888,06 + 27672,15
 = -1744215,91 kkal

Entalphy keluar reaktor

- Aliran 11

T = 615°C = 888 K

Tref = 25 °C = 298 K

Tabel B.26 Entalphy keluar Aliran <11>

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	∫C _p dT (kkal/kmol)	H ₁₁ (kkal)
C ₇ H ₈	4068,28	44,75	77267,45	3416766,60
C ₆ H ₆	12694,89	164,92	60657,01	9872534,62
C ₁₂ H ₁₀	1089,75	7,24	124014,57	878023,19
H ₂	40343,15	20413,00	9018,62	181919825,83
CH ₄	4088,33	258,58	34700,52	8866677,94
Total				204953828,18

Neraca panas total

$$\begin{aligned}
 H_9 + H_{10} &= H_{11} + \Delta H_{rx} + Q_{\text{serap}} \\
 17260210,25 + 186372369,77 &= 204953828,18 + (-1744215,91) \\
 &\quad + Q_{\text{serap}} \\
 203632580,02 &= 203209612,27 + Q_{\text{serap}} \\
 Q_{\text{serap}} &= 422967,75 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

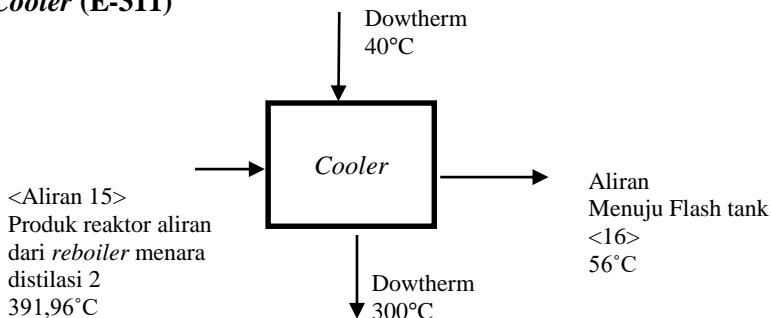
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T + m \cdot \lambda \\
 422967,75 &= m \cdot 1 \cdot (340 - 30) + m \cdot 540 \\
 422967,75 &= 310 \cdot m + 540 \cdot m \\
 m_{\text{air}} &= 497,6 \text{ kg air}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Total

Tabel B.27 Neraca Energi Total pada Reaktor

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_9	17260210,25	ΔH_{11}	204953828,18
ΔH_{10}	186372369,77	ΔH_{rx}	-1744215,91
		Q serap	422967,75
Total	203632580,02	Total	203632580,02

6. Cooler (E-311)



Mencari *Entalphy* masuk

Tabel B.28 *Entalphy* masuk Aliran <15>

Komponen	BM	Massa (kg)	Kmol	Cp (kkal/kmol C)	H ₁₅ (kkal)
C ₇ H ₈	92	4068,28	44,75	74618,23	3319004
C ₆ H ₆	78	12694,89	164,92	58270,65	9610093
C ₁₂ H ₁₀	154	1089,75	7,24	118279,36	856688,2
H ₂	2	40343,15	20413,00	7546,46	1,54E+08
CH ₄	16	4088,33	258,58	32925,54	8513844
Total					1,76E+08

Mencari *Entalphy* keluar

Tabel B.29 *Entalphy* keluar Aliran <16>

Komponen	BM	Massa (kg)	Kmol	Cp (kkal/kmol C)	H ₁₆ (kkal)
C ₇ H ₈	92	4068,28	44,75	69499,88693	3073315
C ₆ H ₆	78	12694,89	164,92	54676,092	8898807
C ₁₂ H ₁₀	154	1089,75	7,24	109640,4433	775848,5

Appendiks B – Perhitungan Neraca Panas

H ₂	2	40343,15	20413,00	5328,961729	1,07E+08
CH ₄	16	4088,33	258,58	30251,87809	7729979
Total					1,28E+08

Q yang diserap oleh air pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_1 - H_2 \\
 &= 176345598,7 - 129524075,3 \\
 &= 4621523,45
 \end{aligned}$$

Untuk fluida pendingin menggunakan *Downtherm A*

Data Cp fluida pendingin diperoleh dari Technical Data Sheet of Downtherm A (<http://www.downtherm.com>)

$$C_p = 1,137 \text{ Kj/kg K} = 0,271743, T = 40^\circ\text{C}$$

$$C_p = 1,961 \text{ Kj/kg K} = 0,468679, T = 300^\circ\text{C}$$

Mencari kebutuhan downtherm

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 0,271743 \times 15 \\
 &= 4,076145 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_4 &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= m \times 0,468679 \times 325 \\
 &= 152,320675 \text{ m}
 \end{aligned}$$

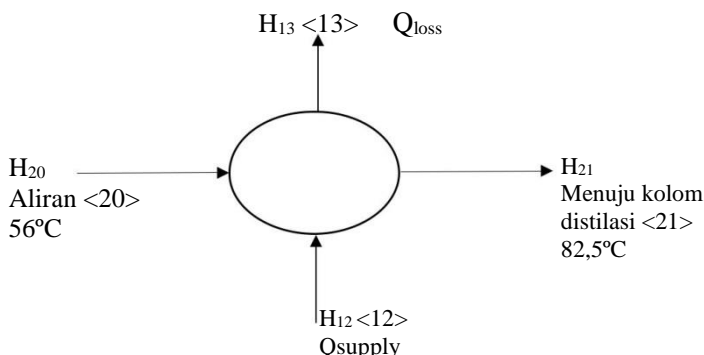
Neraca Panas

Panas masuk	= Panas keluar
H ₁₅ + Q ₁	= H ₁₆ + Q ₂
Q ₁ - Q ₁	= H ₁₅ - H ₁₆
4,07615 m - 152,320675 m	= 129524075,3 - 176345598,7
-148,24453 m	= -46821523,45
m	= 315893,805 kg

Tabel B.30 Neraca Panas Total pada Cooler

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_{15}	176345598,7	ΔH_{16}	129524075,3
		Q serap	46821523,45
Total	176345598,7	Total	176345598,7

7. Heat Exchanger (E-332)



Neraca Panas total

$$\begin{aligned}
 H_{\text{masuk}} &= H_{\text{keluar}} \\
 H_{20} + H_{12} (Q_{\text{supply}}) &= H_{13} + H_{21} + Q_{\text{loss}}
 \end{aligned}$$

Mencari Entalphy masuk dari *Flash Tank 2* (H_{20})

$$T = 329 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 289 \text{ K}$$

Tabel B.31 Entalphy masuk Aliran <20>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H_{20} (kkal)
C_7H_8	42,72	1191,04	50881,21
C_6H_6	161,92	1037,42	167979,36
$C_{12}H_{10}$	7,24	1899,34	13751,21
CH_4	0,33	30251,88	9983,12
Total			242594,89

Mencari Entalphy keluar dari Heat exchanger (H_{20})

$$T = 355,5 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 289 \text{ K}$$

Tabel B.32 *Entalphy* keluar Aliran <21>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H ₂₁ (kkal)
C ₇ H ₈	42,72	2,264,35	96732,83
C ₆ H ₆	161,92	1970,65	319087,52
C ₁₂ H ₁₀	7,24	3601,14	26072,23
CH ₄	0,33	30462,77	10052,71
Total			451945,29

Mencari Entalphy keluar aliran 13 (H_{13})

$$T = 702,29 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 289 \text{ K}$$

Tabel B.33 *Entalphy* keluar Aliran <13>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H ₂₁ (kkal)
C ₇ H ₈	44,75	74695,54	3342625,61
C ₆ H ₆	164,92	58676,68	9676957,53
C ₁₂ H ₁₀	7,24	119255,18	863407,50
H ₂	20413,00	7796,94	159159011,67
CH ₄	258,58	33227,54	8591977,37
Total			181633979,68

Neraca Panas Total

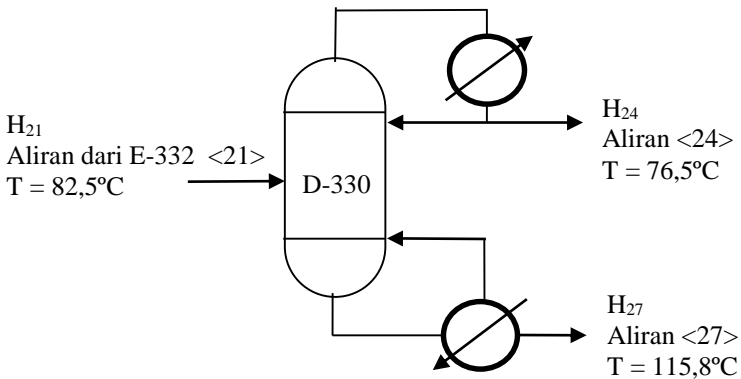
$$\begin{aligned}
 H_{masuk} &= H_{keluar} \\
 H_{20} + Q_{supply} &= H_{13} + H_{21} + Q_{loss} \\
 242594,89 + Q_{supply} &= 181633979,68 + 451945,29 + \\
 &\quad Q_{loss} \\
 242594,89 + Q_{supply} &= 181633979,68 + 451945,29 + \\
 &\quad 0,05Q_{supply} \\
 0,95Q_{supply} &= 182085924,97 - 242594,89
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{supply}} &= 191414031,66 \\ Q_{\text{loss}} &= 9570701,58 \end{aligned}$$

Tabel B.34 Neraca Panas Total pada Heater

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_{20}	242594,89	ΔH_{13}	181633979,68
Q_{supply}	191414031,66	ΔH_{21}	451945,29
		Q_{loss}	9570701,58
Total	191656626,55	Total	191656626,55

8. Kolom distilasi benzene (D-330)



Neraca panas total kolom distilasi

$$\Sigma \text{ Panas masuk} = \Sigma \text{ Panas keluar}$$

$$H_{21} + Q_r = H_{24} + H_{27} + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

Q_r = Panas yang disupply oleh steam pada reboiler

Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin pada condenser

Menghitung *enthalpy* pada aliran masuk H₂₁

T = 355,5 K

T_{ref} = 298 K

Tabel B.35 *Enthalpy* masuk Aliran <21>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H ₂₁ (kkal)
C ₇ H ₈	42,72	2264,35	96732,83
C ₆ H ₆	161,92	1970,65	319087,52
C ₁₂ H ₁₀	7,24	3601,14	26072,23
CH ₄	0,33	30462,77	20052,71
Total			441892,58

Menghitung *enthalpy* pada aliran keluar H₂₄

T = 388,8 K

T_{ref} = 298 K

Tabel B.36 *Enthalpy* keluar Aliran <24>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H ₂₄ (kkal)
C ₇ H ₈	0,04	69784,74	2791,39
C ₆ H ₆	161,76	54895,43	8879884,42
C ₁₂ H ₁₀	0,00	110167,58	0,00
CH ₄	0,33	30415,02	10036,96
Total			8882675,81

Menghitung *enthalpy* pada aliran keluar H_{27}

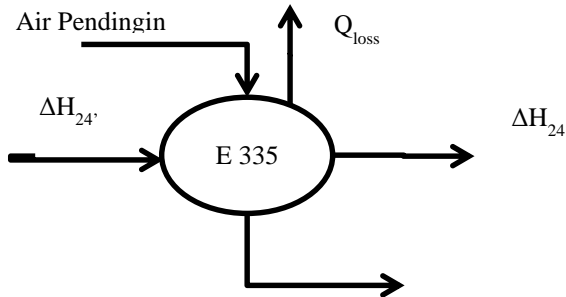
$$T = 349,5 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Tabel B.37 *Enthalpy* keluar Aliran <27>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	$H_{27}(\text{kkal})$
C_7H_8	42,68	3695,16	157709,52
C_6H_6	0,16	3213,31	514,13
$C_{12}H_{10}$	7,24	5841,78	42294,50
CH_4	0,00	30727,78	0,00
Total			200518,15

Menghitung Panas Penyerapan Kondensor (E-333)



Menghitung *enthalpy* pada aliran masuk $H_{24'}$

$$T = 355,5 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Tabel B.38 *Entalphy* masuk Aliran <24’>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H ₂₁ (kkal)
C ₇ H ₈	0,04	69784,74	2791,39
C ₆ H ₆	161,76	54895,43	8879884,42
C ₁₂ H ₁₀	0,00	110167,58	0,00
CH ₄	0,33	30415,02	10036,96
Total			8882675,81

Menghitung panas Kondensasi

Tabel B.39 Panas Penguapan (ΔH_v)

Komponen	C1	C2	T	Tc	Tr	Hv
C ₆ H ₆	562,05 x 10 ⁷	0,39053	349,5	562,05	0,63	7413,28
Total						7122,498

Tabel B.40 Panas Kondensasi

Komponen	Panas Kondensasi (kkal/mol)	n (kmol)	Panas Kondensasi (kkal)
C ₆ H ₆	-7413,28	161,76	-1199172,88
Total			-1199172,88

Menghitung *entalphy* pada aliran keluar H₂₄

T = 355,5 K

T_{ref} = 298 K

Tabel B.41 *Entalphy* keluar Aliran <24>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H ₂₄ (kkal)
C ₇ H ₈	0,04	69784,74	2791,39
C ₆ H ₆	161,76	54895,43	8879884,42
C ₁₂ H ₁₀	0,00	110167,58	0,00
CH ₄	0,33	30415,02	10036,96
Total			8882675,81

$$\begin{aligned}\text{Total panas keluar} &= H_{24} + \text{Panas kondensasi} \\ &= 8882675,81 + (-1199172,88) \\ &= 7683502,93 \text{ kkal} \\ Q_{\text{serap}} &= H_{24} - (H_{24} + \text{Panas kondensasi}) \\ &= 8882675,81 - 7683502,93 \\ &= 1199172,88 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung massa air yang digunakan

$$\text{Suhu masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar} = 45^{\circ}\text{C}$$

$$Q_{\text{serap}} = H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk}$$

$$1199172,88 = 19,991 \text{ m} - 5,002 \text{ m}$$

$$1199172,88 = 14,989 \text{ m}$$

$$\text{Massa air} = 80003,53 \text{ kg}$$

Menghitung panas yang disupply oleh reboiler

Berdasarkan neraca panas total kolom benzene

$$\begin{aligned}H_{21} + Q_{\text{supply}} &= H_{24} + H_{27} + Q_{\text{serap}} + Q_{\text{loss}} \\ 441892,58 + Q_{\text{supply}} &= 8882675,81 + 200518,15 + \\ &\quad 1199172,88 + 0,05Q_{\text{supply}}\end{aligned}$$

$$0,95Q_{\text{supply}} = 9840474,26$$

$$Q_{\text{supply}} = 10358393,96 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 517919,6979 \text{ kkal}$$

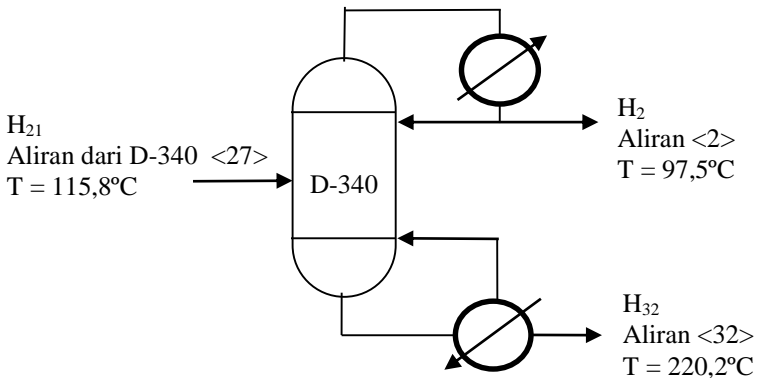
Menghitung massa steam yang dibutuhkan

Steam yang digunakan adalah panas dari produk reaktor dengan massa : 63059,53 kg

Tabel B.42 Neraca Energi Total pada Kolom Distilasi (D-330)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_{21}	441892,58	ΔH_{24}	8882675,81
Q_{supply}	10358393,96	ΔH_{27}	200518,15
		Q_{serap}	1199172,88
		Q_{loss}	517919,6979
Total	100800286,53	Total	100800286,53

9. Kolom distilasi toluene (D-340)



Neraca panas total kolom distilasi

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ Panas masuk} &= \Sigma \text{ Panas keluar} \\ H_{27} + Q_r &= H_2 + H_{32} + Q_c + Q_{\text{loss}} \end{aligned}$$

Q_r = Panas yang disupply oleh steam pada reboiler

Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin pada condenser

Menghitung *enthalpy* pada aliran masuk H_{27}

$$T = 388,8 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

Tabel B.43 *Entalphy* masuk Aliran <27>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H ₂₁ (kkal)
C ₇ H ₈	42,68	3695,16	157709,52
C ₆ H ₆	0,16	3213,31	514,13
C ₁₂ H ₁₀	7,24	5841,78	42294,50
Total			200518,15

Menghitung *entalphy* pada aliran keluar H₂

T = 370,2 K

T_{ref} = 298 K

Tabel B.44 *Entalphy* keluar Aliran <2>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H ₂₁ (kkal)
C ₇ H ₈	3886,96	70072,38	272368537,72
C ₆ H ₆	12,63	55116,90	696126,49
C ₁₂ H ₁₀	11,15	110699,86	1234303,44
Total			274298967,66

Menghitung *entalphy* pada aliran keluar H₃₂

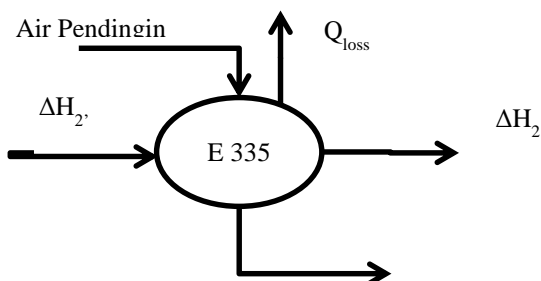
T = 493,2 K

T_{ref} = 298 K

Tabel B.45 *Entalphy* keluar Aliran <32>

Komponen	Kmol	Cp (kkal/kmol)	H ₂₁ (kkal)
C ₇ H ₈	39,26	71781,52	2818142,53
C ₆ H ₆	0,00	56432,92	0,00
C ₁₂ H ₁₀	1104,2	113862,68	125732868,5
Total			128551011,03

Menghitung Panas Penyerapan Kondensor (E-342)



Menghitung *enthalpy* pada aliran masuk H₂

$$T = 370,2 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

Tabel B.46 *Enthalpy* masuk Aliran <2’>

Komponen	Kmol	C _p (kkal/kmol)	H ₂ ·(kkal)
C ₇ H ₈	3886,96	70072,38	272368537,72
C ₆ H ₆	12,63	55116,90	696126,49
C ₁₂ H ₁₀	11,15	110699,86	1234303,44
Total			274298967,66

Menghitung panas Kondensasi

Tabel B.47 Panas Penguapan (ΔH_v)

Komponen	C1	C2	T	T _c	T _r	H _v
C ₇ H ₈	562,05 x 10 ⁷	0,39053	349,5	562,05	0,63	8166,43
Total						8166,43

Tabel B.48 Panas Kondensasi

Komponen	Panas Kondensasi (kkal/mol)	n (kmol)	Panas Kondensasi (kkal)
C ₆ H ₆	-8166,43	3886,96	-31742571,56
Total			-31742571,56

Menghitung *enthalpy* pada aliran keluar H₂

$$T = 370,2 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

Tabel B.49 *Enthalpy* keluar Aliran <2>

Komponen	Kmol	C _p (kkal/kmol)	H ₂₄ (kkal)
C ₇ H ₈	3886,96	70072,38	272368537,72
C ₆ H ₆	12,63	55116,90	696126,49
C ₁₂ H ₁₀	11,15	110699,86	1234303,44
Total			274298967,66

$$\begin{aligned}
 \text{Total panas keluar} &= H_2 + \text{Panas kondensasi} \\
 &= 274298967,66 + (-31742571,56) \\
 &= 242556396,10 \text{ kkal} \\
 Q_{\text{serap}} &= H_2 - (H_2 + \text{Panas kondensasi}) \\
 &= 274298967,66 - 242556396,10 \\
 &= 31742571,56 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa air yang digunakan

$$\text{Suhu masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar} = 45^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{serap}} = H \text{ air keluar} - H \text{ air masuk}$$

$$31742571,56 = 19,991 \text{ m} - 5,002 \text{ m}$$

$$31742571,56 = 14,989 \text{ m}$$

$$\text{Massa air} = 2117724,435 \text{ kg}$$

Menghitung panas yang disupply oleh reboiler

Berdasarkan neraca panas total kolom benzene

$$\begin{aligned}
 H_{27} + Q_{\text{supply}} &= H_2 + H_{32} + Q_{\text{serap}} + Q_{\text{loss}} \\
 200518,15 + Q_{\text{supply}} &= 274298967,66 + 128551011,03 + \\
 &\quad 31742571,56 + 0,05Q_{\text{supply}} \\
 0,95Q_{\text{supply}} &= 434392032,10 \\
 Q_{\text{supply}} &= 457254770,6 \text{ kkal} \\
 Q_{\text{loss}} &= 22862738,53 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa steam yang dibutuhkan

Steam yang digunakan adalah panas dari produk reaktor dengan massa : 63059,53 kg

Tabel B.50 Neraca Energi Total pada Kolom Distilasi (D-330)

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
ΔH_{27}	200518,15	ΔH_2	274298967,66
Q_{supply}	457254770,6	ΔH_{32}	128551011,03
		Q_{serap}	31742571,56
		Q_{loss}	22862738,53
Total	457455288,78	Total	457455288,78

APPENDIKS C

SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan Toluene (F-110)

Fungsi : Menyimpan toluene pada tekanan 1 atm dan temperatur 30°C

a. Tipe tangki penyimpanan

Tangki yang dipilih berbentuk silinder tegak dengan dasar rata dan atap berbentuk conical, dengan pertimbangan :

- bahan baku yang disimpan berbentuk cair
- kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C (max. 1,184 atm dan suhu 40°C)

b. Bahan konstruksi tangki

Bahan konstruksi yang dipilih Carbon steel SA-283 Grade D dengan pertimbangan :

- bahan baku berwujud cair
- allowable stress tinggi : 12650 psi

c. Dimensi tangki

Bahan baku toluene disimpan selama 7 hari

- Bahan baku yang disimpan untuk kebutuhan produksi :

$$16697,12 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari} = 2805116 \text{ kg}$$

- Volume toluene di tangki penyimpanan

densitas

ρ = densitas,

T = temperatur, K

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Appendiks C - Spesifikasi Alat

Komponen	A	B	T _c	n
C ₇ H ₈	0,3000	0,2711	591,79	0,2989
C ₆ H ₆	0,3009	0,2677	562,16	0,2818

(Sumber : Yaws, 1999)

$$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$$

Komponen	x _i	ρ (kg/m ³)	ρ·x _i
C ₇ H ₈	0,9999	448,45	448,41
C ₆ H ₆	0,0001	503,94	0,05
Total	1,0000		448,46

Volume benzena yang ditampung,

$$2805116,16\text{ kg} \times \frac{1}{868,73\text{ kg/m}^3} = 3229,00\text{ m}^3$$

$$= 20309,8\text{ bbl}$$

Safety factor tangki : 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 22340,79\text{ bbl}$$

● Diameter dan tinggi tangki,

Dari Appendix E (*Process Equipment Design*, Brownell & Young), dipilih tangki dengan kapasitas 24170 bbl dengan spesifikasi sebagai berikut,

- a. Diameter (D) = 60 ft
- b. Tinggi = 48 ft
- c. Jumlah *Course* = 8 buah
- d. *Allowable Vertical Weld* = 0,16 in
- e. *Butt-welded Courses* = 72 in
- = 6 ft

- Menghitung tebal dan panjang *shell course* ,

Tebal *shell course* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16 dan 3.17 (Brownell & Young)

Berdasarkan *circumferential stress* ,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

t = Thickness of shell, in
 p = Internal pressure, psi
 d = Inside diameter, in
 f = Allowable stress, psi
 E = Joint efficiency
 c = Corrosion allowance, in

$$p_{op} = p_{Tol} \times \frac{H - 1}{144}$$

$$\begin{aligned}
 p_{des} &= 1,2 \times p_{op} \\
 &= 1,2 \times p_{Tol} \times \frac{H - 1}{144} \\
 &= 1,2 \times 28 \times \frac{H - 1}{144} \\
 &= 0,23 (H - 1) \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint* ,
 dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\%$$

$$c = 0,1250$$

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{p_{des} \times d}{2 \times f \times E} + c \\
 &= \frac{0,2333 \times (H - 1) \times 720}{2 \times 12650 \times 0,8} + 0,1250 \\
 &= 0,0083 \times (H - 1) + 0,1250
 \end{aligned}$$

Sedangkan panjang *shell course* dihitung menggunakan persamaan,

$$L = \frac{\pi d - \text{Weld Length}}{12n} \quad (\text{Brownell \& Young, page 55})$$

$$\begin{aligned} \text{Weld Length} &= \text{Jumlah Course} \times \text{Allowable Welded Joint} \\ n &= \text{Jumlah Course} \end{aligned}$$

Course 1

$$\begin{aligned} t_1 &= 0,0083 \times (H - 1) + 0,1250 \\ &= 0,0083 \times (48 - 1) + 0,1250 \\ &= 0,52 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *course 1*, dipilih *plate* dengan ketebalan

$$= 0,52 \text{ in} = \frac{8}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_1 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 720 + 0,52 \\ &= 720,52 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{\pi \times 720,52 - (8 \times 0,1563)}{96} \\ &= 23,57 \text{ ft} \\ &= 23 \text{ ft } 6,79 \text{ in} \\ &= 23 \text{ ft } \frac{109}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Course 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H - 6 \\ &= 48 - 6 \\ &= 42 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_2 &= 0,0083 \times (H - 1) + 0,1250 \\ &= 0,0083 \times (42 - 1) + 0,1250 \\ &= 0,47 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *course* 2, dipilih *plate* dengan ketebalan

$$= 0,47 \text{ in} = \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_2 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 720 + 0,47 \\ &= 720,47 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L_2 = \frac{\pi \times 720,47}{96} - (8 \times 0,1563)$$

$$\begin{aligned} &= 23,56 \text{ ft} \\ &= 23 \text{ ft } 6,77 \text{ in} \\ &= 23 \text{ ft } \frac{108}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned} H_3 &= H - 6 \\ &= 42 - 6 \\ &= 36 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_3 &= 0,0083 \times (H - 1) + 0,1250 \\ &= 0,0083 \times (36 - 1) + 0,1250 \\ &= 0,42 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *course* 3, dipilih *plate* dengan ketebalan

$$= 0,42 \text{ in} = \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_3 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 720 + 0,42 \\ &= 720,42 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L_3 = \frac{\pi \times 720,42}{96} - (8 \times 0,1563)$$

$$\begin{aligned} &= 23,56 \text{ ft} \\ &= 23 \text{ ft } 6,75 \text{ in} \\ &= 23 \text{ ft } \frac{108}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned} H_4 &= H - 6 \\ &= 36 - 6 \\ &= 30 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_4 &= 0,0083 \times (H - 1) + 0,1250 \\ &= 0,0083 \times (30 - 1) + 0,1250 \\ &= 0,37 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *course 4*, dipilih *plate* dengan ketebalan

$$= 0,37 \text{ in} = \frac{6}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_4 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 720 + 0,37 \\ &= 720,37 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_4 &= \frac{\pi \times 720,37 - (8 \times 0,16)}{96} \\ &= 23,56 \text{ ft} \\ &= 23 \text{ ft } 6,73 \text{ in} \\ &= 23 \text{ ft } \frac{108}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Course 5

$$\begin{aligned} H_5 &= H - 6 \\ &= 30 - 6 \\ &= 24 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_5 &= 0,0083 \times (H - 1) + 0,1250 \\ &= 0,0083 \times (24 - 1) + 0,1250 \\ &= 0,32 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *course* 5, dipilih *plate* dengan ketebalan

$$= 0,32 \text{ in} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_5 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 720 + 0,32 \\ &= 720,32 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_5 &= \frac{\pi \times 720,32}{96} - (8 \times 0,16) \\ &= 23,56 \text{ ft} \\ &= 23 \text{ ft } 6,71 \text{ in} \\ &= 23 \text{ ft } \frac{107}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Course 6

$$\begin{aligned} H_6 &= H - 6 \\ &= 24 - 6 \\ &= 18 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_6 &= 0,0083 \times (H - 1) + 0,1250 \\ &= 0,0083 \times (18 - 1) + 0,1250 \\ &= 0,27 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *course* 6, dipilih *plate* dengan ketebalan

$$= 0,27 \text{ in} = \frac{4}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_6 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 720 + 0,27 \\ &= 720,27 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_6 &= \frac{\pi \times 720,27}{96} - (8 \times 0,16) \\ &= 23,56 \text{ ft} \\ &= 23 \text{ ft } 6,69 \text{ in} \\ &= 23 \text{ ft } \frac{107}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Course 7

$$\begin{aligned} H_7 &= H - 6 \\ &= 18 - 6 \\ &= 12 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_7 &= 0,0083 \times (H - 1) + 0,1250 \\ &= 0,0083 \times (12 - 1) + 0,1250 \\ &= 0,22 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *course 7*, dipilih *plate* dengan ketebalan

$$= 0,22 \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_7 &= (12 \times D) + t_1 \\ &= 720 + 0,22 \\ &= 720,22 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_7 &= \frac{\pi \times 720,22 - (8 \times 0,16)}{96} \\ &= 23,56 \text{ ft} \\ &= 23 \text{ ft } 6,67 \text{ in} \\ &= 23 \text{ ft } \frac{107}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Course 8

$$\begin{aligned} H_8 &= H - 6 \\ &= 12 - 6 \\ &= 6 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_8 &= 0,0083 \times (H - 1) + 0,1250 \\ &= 0,0083 \times (6 - 1) + 0,1250 \\ &= 0,17 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *course 8*, dipilih *plate* dengan ketebalan

$$= 0,17 \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 d_8 &= (12 \times D) + t_1 \\
 &= 720 + 0,17 \\
 &= 720,17 \text{ in} \\
 L_8 &= \frac{\pi \times 720,17 - (8 \times 0,16)}{96} \\
 &= 23,55 \text{ ft} \\
 &= 23 \text{ ft } 6,65 \text{ in} \\
 &= 23 \text{ ft } \frac{106}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

● Head tangki,

Tebal *cone* digunakan ukuran standar, yaitu : 1 in
Menghitung θ (sudut elemen *cone* terhadap horizontal)

$$\begin{aligned}
 \sin\theta &= \frac{D}{430 \times t} \quad (\text{Brownell \& Young, page 64}) \\
 &= \frac{60}{430 \times 1} \\
 &= 0,1395
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \theta &= \text{ArcSin } 0,1395 \\
 &= 0,1400 \\
 &= 8,02^\circ
 \end{aligned}$$

Tinggi *head* (H) dapat dihitung dengan persamaan,

$$\begin{aligned}
 \text{tg}\theta &= \frac{H}{1 \times D} \\
 H &= 1 \times D \times \text{tg } \theta \\
 &= 1 \times 60 \times 0,14 \\
 &= 4,23 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 90 - \theta \\
 &= 90 - 8,02 \\
 &= 82,0^\circ \\
 \text{tg}\alpha &= \frac{1 \times D}{H} \\
 H &= \frac{1 \times D}{\text{tg}\alpha} \\
 &= \frac{30}{7,097} \\
 &= 4,23 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

- Menghitung tebal *head* tangki,

Tekanan yang dimasukkan dalam perhitungan adalah tekanan operasi + safety factornya

Safety factor = 10%

$$P + \text{Safety Factor} = 16,2 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{P \times D}{2 \times \text{Cos } \theta \times ((f \times E) - 1 \times P)} + c \\
 &= \frac{16,17 \times 720}{2 \times 0,99 \times ((10120) - 9,702)} + 0,1250 \\
 &= 0,71 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Resume Tangki Penyimpan Toluene

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= F-110
Fungsi	= Menyimpan umpan toluene
Tipe Tangki	= <i>Conical Roof - Flat Bottom Tank</i>
Jumlah Tangki	= 1 (Satu)
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Kapasitas Tangki	= 3229,00 m ³
Tinggi Tangki	= 48 ft
Diameter Tangki	= 60 ft
Tebal <i>Shell</i> per <i>Course</i>	
<i>Course 1</i>	= 0,52 in
<i>Course 2</i>	= 0,47 in
<i>Course 3</i>	= 0,42 in
<i>Course 4</i>	= 0,37 in
<i>Course 5</i>	= 0,32 in
<i>Course 6</i>	= 0,27 in
<i>Course 7</i>	= 0,22 in
<i>Course 8</i>	= 0,17 in
Tinggi <i>Head</i> Tangki	= 4,23 ft
Tebal <i>Head</i> Tangki	= 0,71 in

2. Tangki Penyimpan Hidrogen (F-120)

Fungsi : Menyimpan gas Hidrogen pada tekanan 25 atm dan temperatur 30°C

a. Tipe tangki penyimpanan

Tipe yang dipilih yaitu berbentuk bejana bulat (hemispherical) dengan pertimbangan :

- Bahan baku yang disimpan berbentuk gas
- Dapat menampung fluida bertekanan tinggi >20 atm

b. Bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon steel SA-283 Grade C dengan pertimbangan :

- bahan baku merupakan bahan non korosif
- duktilitas cukup tinggi sehingga memudahkan fabrikasi
- harga relatif murah

c. Dimensi tangki

Bahan baku disimpan untuk jangka waktu 7 hari

Jumlah Hidrogen yang ditampung untuk kebutuhan produksi :

$$1424,43 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari} = 239304,2 \text{ kg}$$

Volume hidrogen di tangki penyimpan

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

Densitas campuran

Komponen	x_i	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_i$
H ₂	0,97	15,86	0,06
CH ₄	0,03	126,86	0,00
Total	1		0,06

Volume hidrogen yang ditampung di tangki penyimpanan

$$239304,24 \text{ kg} \times \frac{1}{16,29 \text{ kg/m}^3} = 14694,61 \text{ m}^3$$

Safety factor tangki = 10%

Sehingga didapatkan volume tangki yang akan direncanakan,

$$V_{\text{tangki}} = 16164,07 \text{ m}^3$$

- Diameter dan tinggi tangki

Diameter tangki ditentukan dengan persamaan berikut :

$$V_{\text{tangki}} = \frac{4}{3} \pi r^3$$

$$\text{Diameter} = 31,38 \text{ m}$$

$$\text{Panjang shell} = 31,38 \text{ m}$$

- Tekanan desain

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times \frac{h}{144}$$

$$= 0,727 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 25 \text{ atm}$$

$$= 367,5 \text{ psi}$$

$$P_{\text{abs}} = 368,2 \text{ psi}$$

- Tekanan desain pada plat paling bawah :

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{abs}}$$

$$= 405,05 \text{ psi}$$

- Tebal dinding

$$\text{Joining efficiency} = 0,85$$

$$\text{Allowable stress} = 12650 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} D_i &= 31,38 \text{ m} \\ &= 1235,25 \text{ in} \\ C &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki hemispherical ditentukan dengan persamaan

$$t = r \times \left(\frac{2(fE + P)}{2(fE - P)} \right)^{0,5} - 1$$

Sehingga didapat ketebalan dinding :

$$t_s = 17,54 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal shell standar 18 in

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned} (OD)_s &= (ID)_s + 2t_s \\ &= 1235 + 35,07 \\ &= 1270,32 \text{ in} \end{aligned}$$

Resume Tangki Penyimpan Hidrogen

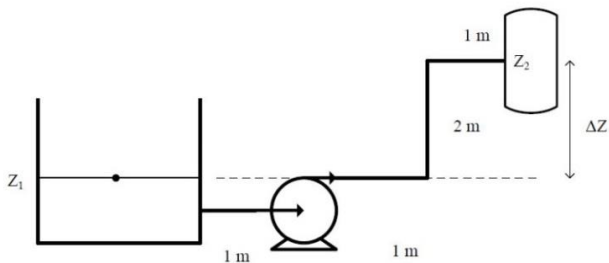
Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= F-120
Fungsi	= Menyimpan umpan hidrogen
Tipe Tangki	= <i>Hemispherical - Flat Bottom Tank</i>
Jumlah Tangki	= 1 (Satu)
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas Tangki	= 16164,07 m ³
Tinggi Tangki	= 31,38 ft
Diameter Tangki	= 31,38 ft
Tebal dinding Tangki	= 18,00 in

3. Pompa (L-121)

Fungsi untuk memompa bahan baku fresh toluene dari tangki penyimpanan serta recycle toluene menuju vaporizer

Tipe : *centrifugal pump*

Jumlah 1 buah



Kondisi operasi :

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$T = 43,41 \text{ C} = 316,41 \text{ K}$$

a. Menentukan densitas, viskositas, mass rate (m), debit (Q)

- Densitas

menggunakan persamaan berikut

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

ρ = densitas (gr/ml)

T = temperatur (K)

Komponen	A	B	Tc	n
C ₇ H ₈	0,29999	0,27108	591,79	0,29889
C ₆ H ₆	0,3009	0,2677	562,16	0,2818
C ₁₂ H ₁₀	0,30766	0,25375	789,26	0,27892

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	xi	ρ (gr/ml)	ρ (kg/m ³)	ρ.xi
C ₇ H ₈	0,99873	0,48	476,48	475,87
C ₆ H ₆	0,00073	0,54	538,70	0,39
C ₁₂ H ₁₀	0,00054	0,35	346,90	0,19
Total	1			476,45

$$\begin{aligned}\text{Sehingga, densitas campuran} &= 476,45 \text{ kg/m}^3 \\ &= 29,75 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

● Viskositas

menggunakan persamaan berikut :

$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$	μ = viskositas (cP) T = temperatur (K)
------------------------------------------	-------------------------------------------------

Komponen	A	B	C	D
C ₇ H ₈	-5,1644	810,68	0,010454	-1,05E-05
C ₆ H ₆	-7,4005	1181,5	0,014888	-1,37E-05
C ₁₂ H ₁₀	-9,9122	2051,4	0,015545	-9,90E-06

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	xi	log μ (cP)	μ (cP)	$\mu \cdot xi$
C ₇ H ₈	0,9988	-0,34	0,45	0,45
C ₆ H ₆	0,0009	-0,33	0,47	0,00
C ₁₂ H ₁₀	0,0003	0,50	3,15	0,00
Total	1			0,45

Sehingga didapatkan viskositas campuran = 0,45 cP

$$\begin{aligned} \bullet \text{ Mass rate fluida} &= 20607,86 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\ &= 5,72 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bullet \text{ Debit fluida (Q)} &= \frac{5,72 \frac{\text{kg/s}}{29,75 \text{ lb/ft}^3}}{0,45 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ lb}}{0,45 \text{ kg}} \\ &= 0,42 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

b. Menghitung diameter optimum pipa
untuk menentukan diameter pipa menggunakan persamaan:

$$D_{i,\text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

asumsi aliran turbulen > 2100

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times (0,42)^{0,45} \times (29,75)^{0,13} \\ &= 4,12 \text{ in} \end{aligned}$$

dari Tabel 11 Appendix Process Heat Transfer (Kern, 1983)

$$\begin{aligned} D \text{ nominal} &= 4 \text{ in} \\ \text{Sch no.} &= 40 \\ OD &= 4,5 \text{ in} = 0,37 \text{ ft} \\ ID &= 4,026 \text{ in} = 0,34 \text{ ft} \\ a &= 12,7 \text{ in}^2 = 0,09 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Surface/Lin.ft

$$\text{Outside} = 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Inside} = 1,055 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

c. Menghitung Reynold Number (NRe)

kecepatan linier larutan

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,42 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,088 \text{ ft}^2} = 4,82 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 1,47 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{29,75 \times 0,34 \times 4,82}{7\text{E-}04 \times 0,45} \\ &= 158187,2 \quad (\text{turbulen}) \end{aligned}$$

d. Perhitungan friction loss

- Contraction loss at tank exit

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 (1 - 0) \\ &= 0,55 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_c &= K_c (v^2/2\alpha) \\ &= 0,55 \times \left(\frac{1,47^2}{2 \times 1} \right) \\ &= 0,594 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

- Friction in the straight pipe

Perhitungan total panjang pipa lurus yang digunakan :

$$\begin{aligned} - \text{Tangki ke pompa} &: 1 \text{ m} \\ - \text{Pompa ke elbow 1} &: 1 \text{ m} \\ - \text{Elbow 1 ke elbow 2} &: 2 \text{ m} \\ - \text{Elbow 2 ke vaporiz} &: 1 \text{ m} \\ \hline \text{Total } (\Delta L) &: 5 \text{ m} \end{aligned}$$

ε/D = kekasaran pipa

$$\text{dengan } \frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000046}{4,026 / 39,37} = 0,00045$$

dan $NRe = 158187$

maka dari Fig 2.10-3 Geankoplis, nilai $f = 0,007$
sehingga, friksi total pada pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2} \\ &= 4 \times 0,007 \times \frac{5}{0,1} \times \frac{1,47^2}{2} \\ &= 1,01 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

- Friction in the two elbows

digunakan elbow standar 90°

dari tabel 2.10-1 Geankoplis, $K_f \text{ Elbow } 90^\circ = 0,75$

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} \\ &= 2 \times 0,75 \times (1,47^2 / 2) \\ &= 1,62 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

- Friction in the valve

digunakan 1 jenis valve yaitu gate valve

dari tabel 2.10-1 Geankoplis, $K_f \text{ Gate } V_a = 0,17$

$$\begin{aligned} h_f &= 1 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} \\ &= 1 \times 0,17 \times (1,47^2 / 2) \\ &= 0,18 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

- Expansion loss at the tank entrance

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2$$

$$= (1 - 0)^2 = 1$$

diasumsikan $A_2 > A_1$, maka $A_2 > A_1 = 0$

$$h_{ex} = K_{ex} \cdot \frac{v^2}{2}$$

$$= 1 \times (1,47^2 / 2)$$

$$= 1,08 \text{ J/kg}$$

- Total frictional loss (ΣF)

$$\Sigma F = h_c + F_f + h_{f(\text{elbow})} + h_{f(\text{valve})} + h_{ex}$$

$$= 0,594 + 1,01 + 1,62 + 0,18 + 1,08$$

$$= 4,48 \text{ J/kg}$$

e. Perhitungan daya pompa

Menggunakan persamaan energi mekanis :

$$\left(\frac{1}{2\alpha} \right) (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + (g(z_2 - z_1)) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

dimana :

$$v_1 = 0 \text{ m/s}$$

$$v_2 = 1,47 \text{ m/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (turbulen)}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$\rho = 476,45 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta z = 2 \text{ m}$$

$$-W_s = \left(\frac{1}{2\alpha} \right) (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + (g(z_2 - z_1)) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$\begin{aligned}
 - W_s &= \left(\frac{1}{2} \right) (1,47^2 - 0^2) + (9,81 \times 2) + 0 \\
 &\quad + 4,48 \\
 - W_s &= 25,17 \quad \text{J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{dengan } Q &= 0,42 \text{ ft}^3/\text{s} \times \frac{60 \text{ s}}{\text{m}} \times \frac{7,481 \text{ gal}}{1 \text{ ft}^3} \\
 &= 190,69 \text{ gal/min}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Peter & Timmerhaus didapatkan efisiensi pompa = 78%

$$\begin{aligned}
 \text{brake hp} &= \frac{-W_s \cdot m}{\eta \cdot 1000} = \frac{25,17 \times 5,72}{0,78 \times 1000} \\
 &= 0,18 \text{ kJ/s} \\
 &= 0,18 \text{ kW} \\
 &= 0,25 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Peter & Timmerhaus fig.14-38 didapatkan efisiensi motor = 80 %

$$\text{power motor} = \frac{\text{brake kW}}{\eta \text{ motor}} = \frac{0,18}{0,8} = 0,23 \text{ hp}$$

Resume Spesifikasi Pompa

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= L-131
Fungsi	= untuk memompa bahan baku fresh toluene dari tangki penyimpanan serta recycle toluene menuju vaporizer
Tipe Pompa	= <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas Pompa	= 0,42 cuft/s
Power Pompa	= 0,25 hp
Ukuran Pipa	
D Nominal	= 4 in
ID	= 4,026 in
OD	= 4,5 in
Schedule No.	= 40
Bahan	= <i>Commercial Steel</i>
Power Motor	= 0,23 hp

4. Vaporizer (V-130)

1. Heat balance

$$\begin{aligned}\text{Aliran bahan dingin, } W &= 20607,86 \text{ kg/jam} \\ &= 45440,33 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Aliran bahan panas, } Q &= 18056623,3 \text{ kkal/jam} \\ &= 71684794,7 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}W &= 63059,53 \text{ kg/jam} \\ &= 139046,264 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

2. LMTD

$$T_1 = 615 \text{ } ^\circ\text{C} = 1139 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 471,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 880,196 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 43,41 \text{ } ^\circ\text{C} = 110,14 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 260 \text{ } ^\circ\text{C} = 500 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(1139 - 500) - (880,196 - 110,14)}{\ln \frac{(1139 - 500)}{(880,196 - 110,14)}}$$

$$\text{LMTD} = 702,493 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$\begin{aligned}R &= \frac{1139 - 880,196}{500 - 110,14} \\ &= 0,664\end{aligned}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$\begin{aligned}S &= \frac{500 - 110,14}{1139 - 110,14} \\ &= 0,38\end{aligned}$$

dari Fig.18 Kern, didapatkan $F = 0,985$

maka $\Delta T = 691,96 \text{ } ^\circ\text{F}$

3. Temperatur rata-rata

$$T_c = T_{av} = \frac{1139 + 880,196}{2} = 1010 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{110,14 + 500}{2} = 305,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 64 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \text{ (Tabel 8 Kern)}$$

5. Memilih Ukuran tube

dari Tabel 10 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$BWG = 14$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$ID = 0,834 \text{ in}$$

$$a'' = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 0,546 \text{ in}^2$$

6. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = 1621,61 \text{ ft}^2$$

7. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{1621,61}{12 \times 0,26} = 516$$

dari Tabel 9 Kern, dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

Shell	Tube
ID = 33 in	No.of Tube = 522
B = 6 in	OD, BWG = 1 in; 14 BWG
Pass = 1	Pitch = 1,25 triangular
	Pass = 2

8. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N \times L \times a''$$

$$= 1639,92 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}}$$

$$= 63,17 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

9. Viskositas aliran dingin

Komp	A	B	C	D
C_7H_8	-5,165	810,68	0,01045	-1,E-05
C_6H_6	-7,401	1181,5	0,01489	-1,E-05
$C_{12}H_{10}$	-9,912	2051,4	0,01555	-1,E-05
H_2	-7,015	40,791	0,23714	-4,E-02
CH_4	-7,38	319,25	0,04793	-1,E-02

(Sumber : Yaws,1999)

$$\mu = \log (A+ B/T +CT + DT^2)$$

Dimana

μ = viskositas, μP

T = temperatur, K

$$t_{av} = 151,7 \text{ }^{\circ}\text{C} = 424,7 \text{ K}$$

Komp	x_i	$\log \mu \text{ (cP)}$	$\mu \text{ (cP)}$	$\mu \cdot x_i$
C ₇ H ₈	0,9987	-7,E-01	0,20	0,20
C ₆ H ₆	0,0007	-8,E-01	0,17	0,00
C ₁₂ H ₁₀	0,0005	-3,E-01	0,54	0,00
H ₂	0,0000	-7,E+03	0,00	0,00
CH ₄	0,0000	-3,E+03	0,00	0,00
Total				0,20

$$\mu = 0,20 \text{ cP}$$

10. Konduktivitas termal aliran dingin

Komp	A	B	C
C ₇ H ₈	-1,674	0,9773	591,79
C ₆ H ₆	-1,685	1,052	562,16
C ₁₂ H ₁₀	-1,429	0,6647	789,26
H ₂	-1,098	0,0236	-0,00051
CH ₄	-0,143	0,5387	190,58

(Sumber : Yaws, 1999)

Dimana

$\lambda = \text{thermal conductivity}$

W/m.K

T = temperatur,

$$\log k = A + B[1 - T/C]^{2/7}$$

$$t_{av} = 151,7 \text{ }^{\circ}\text{C} = 424,7 \text{ K}$$

Komp	x_i	$\log k$	k	$x_i k$
C ₇ H ₈	0,9987	-1,59	3,E-02	0,03
C ₆ H ₆	0,0007	-1,60	2,E-02	0,00
C ₁₂ H ₁₀	0,0005	-1,32	5,E-02	0,00
H ₂	0,0000	0,00	0,E+00	0,00
CH ₄	0,0000	0,00	0,E+00	0,00
Total				0,03

$$\lambda = 0,02 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F/ft)}$$

11. *Specific heat* aliran dingin

Komp	A	B	C	D
C ₇ H ₈	83,70	0,52	-0,0015	2,0E-06
C ₆ H ₆	-31,66	1,30	-0,0036	3,8E-06
C ₁₂ H ₁₀	27,52	1,54	-0,0032	2,6E-06
H ₂	50,61	-6,11	0,3093	-4,1E-03
CH ₄	-0,02	1,20	-0,0099	3,2E-06

(Sumber : Yaws, 1999)

$$c = (A + BT + CT^2 + DT^3)$$

Dimana

c = *specific heat* , J/gmol.K

T = temperatur, K

$$t_{av} = 151,7 \text{ } ^\circ\text{C} = 424,7 \text{ K}$$

Komp	BM	x _i	Cp (J/gmo l.K)	c.x _i (Btu/lb.F)
C ₇ H ₈	92	0,999	185,30	0,4808
C ₆ H ₆	78	0,001	164,49	0,0004
C ₁₂ H ₁₀	154	0,001	306,14	0,0003
H ₂	2	0,000	0,00	0,0000
CH ₄	16	0,000	0,00	0,0000
Total		1,00		0,48

$$c = 0,48 \text{ Btu/lb. } ^\circ\text{F}$$

cold fluid (shell) : toluene

12. Flow area

menghitung C'

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1,25 - 1 \\ &= 0,25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T} \\ &= \frac{33 \times 0,25 \times 6}{144 \times 1,25} \\ &= 0,27 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

13. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{45440,3}{0,27} \\ &= 168242 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

14. Pada $t_{av} = 305,1 \text{ } ^\circ\text{F}$
 $= 151,7 \text{ } ^\circ\text{C}$
 $= 424,7 \text{ K}$

dari perhitungan viskositas,
didapatkan

$$\begin{aligned} \mu &= 0,20 \text{ cP} \\ &= 0,47 \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

hot fluid(tube): prod.reaktor

12. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{522 \times 0,546}{144 \times 2} \\ &= 0,99 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

13. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{w}{a_t} \\ &= \frac{139046,264}{0,99} \\ &= 140504 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

14. Pada $T_{av} = 1010 \text{ } ^\circ\text{F}$
 $= 543,1 \text{ } ^\circ\text{C}$
 $= 816,1 \text{ K}$

dari perhitungan viskositas,
didapatkan

$$\begin{aligned} \mu &= 0,01 \text{ cP} \\ &= 0,03 \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

dari Tabel.10 Kern
didapatkan

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{0,72}{12} \\ &= 0,06 \text{ ft} \\ Re_s &= \frac{D_e G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \times 168242}{0,47} \\ &= 21276 \end{aligned}$$

dari Tabel.10 Kern
didapatkan

$$\begin{aligned} D &= \frac{0,834}{12} \\ &= 0,07 \text{ ft} \\ Re_t &= \frac{DG_t}{\mu} \\ &= \frac{0,07 \times 140504}{0,03} \\ &= 296499,397 \end{aligned}$$

15. dari Fig.28 Kern
didapatkan

$$j_H = 74$$

$$\begin{aligned} 16. \text{ Pada } t_a &= 305 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 152 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 425 \text{ K} \end{aligned}$$

Dari perhitungan *specific heat* didapatkan

$$c = 0,48 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Dari perhitungan *thermal conductivity*

$$k = 0,02 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 2,477$$

$$17. h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 74 \frac{0,02}{0,06} 2,477$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 45,9168 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

17. dari Fig.25 Kern
didapat correction

$$\text{factor} = 0,92$$

$$h_i = 2200 \times 0,92$$

$$= 2024$$

$$h_{i_o} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 2024 \times \frac{0,834}{1}$$

$$= 1688,02$$

$$\text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

18. Tube wall temperature

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{i_o} + h_o} T_c - t_c$$

$$= 305 + \frac{45,92}{1688 + 45,9168} \times (1010 - 305,1)$$

$$= 323,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung viskositas campuran pada t_w

$$T = 324 \text{ } ^\circ\text{F} = 162 \text{ } ^\circ\text{C} = 435 \text{ K}$$

Komp	x_i	μ (cP)	$\mu \cdot x_i$
C_7H_8	0,9987	0,01	0,01
C_6H_6	0,0007	0,01	0,00
$C_{12}H_{10}$	0,0005	0,01	0,00
H_2	0,0000	0,00	0,00
CH_4	0,0000	0,00	0,00
Total			0,01

Pada $t_w = 324 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dari perhitungan viskositas didapatkan

$$\mu_w = 0,01 \text{ cP} = 0,02 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \frac{\mu}{(\mu_w)^{0,1}} = 1,511$$

Corrected coefficient

$$\begin{aligned} h_o &= \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a \\ &= 69,40 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

19. Clean overall coefficient

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1688 \times 69,40}{1688 + 69,40} \\ &= 66,66 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

20. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft, $a'' = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 522 \times 12 \times 0,262 \\ &= 1639,92 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{71684794,66}{1639,92 \times 691,96} \\ &= 63,17 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

21. Dirt factor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{66,66 - 63,17}{66,66 \times 63,17} \\
 &= 0,001 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Ringkasan

69,40	h outside	1688
U_C	:	66,66
U_D	:	63,17
$R_{D \text{ calc}}$:	0,001
$R_{D \text{ req}}$:	0,001

Pressure Drop

1. $Re_s = 21276,01$
dari Fig.29 Kern didapatkan

$$f = 0,00018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$sg = 3,17$$

2.

$$N + = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + = 12 \times \frac{12}{6}$$

$$N + = 24,44$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 3 \text{ ft}$$

$$1. Re_t = 296499,397$$

dari Fig.26 Kern :

$$f = 0,00012 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$sg = 0,93$$

$$\begin{aligned}
 2. \Delta P_t &= \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t} \\
 &= \frac{56855151,16}{5103443254} \\
 &= 0,01 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 3. \Delta P_s &= \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s} \\
 &= \frac{342381306}{1,5022E+10} \\
 &= 0,02 \text{ psi} \\
 &\quad (\text{allowable } 10 \text{ psi})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 3. \Delta P_r &= \frac{(4n/s)}{(V^2/2g)} \\
 &= \frac{8}{5,26411} = 1,52 \\
 \Delta P_1 &= 0,01 + 1,52 \\
 &= 1,53 \text{ psi} \\
 &\quad (\text{allowable } 10 \text{ psi})
 \end{aligned}$$

Resume Spesifikasi Vaporizer

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	= Merubah fase toluene liquida menjadi uap
Jenis	= <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	= 1
Bahan Konstruks	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	= 1640 ft ²
Temperatur	
T ₁	= 615 °C
T ₂	= 471,2 °C
t ₁	= 43,41 °C
t ₂	= 260 °C
<i>Tube</i>	
OD, BWG	= 1 in 14 BWG
ID	= 0,83 in
<i>Length</i>	= 12 ft
Jumlah <i>tube</i>	= 522
<i>Pitch</i>	= 1,25 in <i>triangular</i>
ΔP <i>tube</i>	= 1,53 psi
<i>Shell</i>	
ΔP <i>shell</i>	= 0,02 psi
ID <i>shell</i>	= 33 in
<i>Fouling factor</i>	= 0,001 jam.ft ² .°F/Btu

5. Kompresor (G-211)

Fungsi : Menaikkan tekanan umpan reaktor dari 1 atm ke 25 atm

a. Memilih jenis kompresor

Kompresor yang dipilih adalah kompresor sentrifugal dengan pertimbangan :

- Kompresor sentrifugal umum digunakan di industri kimia
- Dapat menaikkan tekanan lebih dari 5000 lb/in²
- Biaya perawatan cukup rendah
- Dalam operasinya membutuhkan biaya awal lebih rendah dibanding kompresor reciprocating
- Dapat digunakan untuk kapasitas 1000-150000 ACFM

Komposisi gas masuk

Komp	kg/jam	xi	BM	kmol/jam	xi	BMav
C ₇ H ₈	20582	0,999	92	223,713	0,999	91,89
C ₆ H ₆	15,12	7E-04	78	0,19385	9E-04	0,068
C ₁₂ H ₁₀	11,15	5E-04	154	0,0724	3E-04	0,05
Total	20608	1		223,979	1	92,01

Perhitungan kompresor menggunakan cara pada Ludwig :
vol 3, Bab 12

$$T_{in} = 260 \text{ }^{\circ}\text{C} = 500 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$P_{in} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{out} = 25 \text{ atm} = 405 \text{ psia}$$

Mencari nilai k dari aliran masuk kompresor

Komponen	k	xi	x.k
C ₇ H ₈	1,011	0,99873	1,01
C ₆ H ₆	1,014	0,00073	0,00
C ₁₂ H ₁₀	1,007	0,00054	0,00
Total	3,032	1,00000	1,01

$$k = 1,01$$

$$BM_{av} = 92,01 \text{ kg/kmol} = 92,01 \text{ lb/lbmol}$$

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{20607,9 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/kg} \times 359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}}{92,01 \text{ lb/lbmol}} \\
 &= 4254447,32 \text{ ft}^3/\text{hari (SCFD)} \\
 &= 2954,48 \text{ ft}^3/\text{menit} = 4963,52 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

b. Jumlah stage

(Robin smith (B.47) page 659)

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}}$$

Overall stage

N = 3 stage (digunakan 3 stage)

Rasio kompresi (Rc) = 3,02

Range Rc maks adalah 3 - 4,5 (Tabel 12-1, Untuk Centrifugal Compressor page 369)

Maka jumlah stage 3 memenuhi

c. Menghitung tekanan pada tiap stage

Pressure drop untuk gas = 1 psi

a) *Stage* pertama

$$P_s = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_d = 14,7 \times 3,02 = 44,41 + 0,5 = 44,91 \text{ psia}$$

$$R_c = \frac{44,91}{14,7} \\ = 3,06$$

b) *Stage* kedua

$$P_s = 44,91 - 1 = 43,91 \text{ psia}$$

$$P_d = 43,91 \times 3,02 = 132,7 + 0,5 = 133,18 \text{ psia}$$

$$R_c = \frac{133,18}{43,91} \\ = 3,03$$

c) *Stage* ketiga

$$P_s = 133,18 - 1 = 132,18 \text{ psia}$$

$$P_d = 132 \times 3,02 = 399,4 + 0,5 = 399,85 \text{ psia}$$

$$R_c = \frac{399,85}{132,18} \\ = 3,03$$

d. Menghitung temperatur keluar pada tiap stage

a) *Stage* pertama

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{N k}}$$

$$T_2 = 502,1 \text{ } ^\circ\text{F} = 261,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

b) *Stage* kedua

$$T_2 = 504,1 \text{ } ^\circ\text{F} = 262,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

c) *Stage* ketiga

$$T_2 = 506,2 \text{ } ^\circ\text{F} = 263,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

e. Horse power

a) *Stage* pertama

$$\text{BHP/MMCFD} = 60,08$$

(Ludwig, Fig 12.21B, untuk $R_c = 3,06$ dan $k = 1,01$)

Efisiensi Mekanik = 95%

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 4254447 \times \frac{14,7}{14,7} \times \frac{(460 + 261,2)}{(460 + 260)} \\ &= 4261256,09 \text{ CFD}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= 60,08 \times \frac{4261256,09}{1000000} \\ &= 256,02 \text{ hp}\end{aligned}$$

b) *Stage* kedua

$$\text{BHP/MMCFD} = 60,03$$

(Ludwig, Fig 12.21B, untuk $R_c = 3,032$ dan $k = 1,01$)

Efisiensi Mekanik = 95%

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 4254447 \times \frac{14,7}{44} \times \frac{(460 + 262,3)}{(460 + 260)} \\ &= 1428723,20 \text{ CFD}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= 60,03 \times \frac{1428723,20}{1000000} \\ &= 85,76 \text{ hp}\end{aligned}$$

c) *Stage* ketiga

$$\text{BHP/MMCFD} = 60,02$$

(Ludwig, Fig 12.21B, untuk $R_c = 3,025$ dan $k = 1,01$)

Efisiensi Mekanik = 95%

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 4254447 \times \frac{14,7}{132} \times \frac{(460 + 263,5)}{(460 + 260)} \\ &= 475424,48 \text{ CFD}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= 60,02 \times \frac{475424,48}{1000000} \\ &= 28,53 \text{ hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BHP Total} &= 256,02 + 85,76 + 28,53 \\ &= 370,31 \text{ hp}\end{aligned}$$

Bahan Konstruksi = *Cast Steel*

(Tabel 12-8 Ludwig vol 3, untuk tekanan tinggi)

Resume Spesifikasi Kompresor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	= G-211
Fungsi	= Menaikkan tekanan umpan reaktor dari 1 atm ke 25 atm
Jenis	= <i>Centrifugal Compressor (3 stage)</i>
Bahan	= <i>Cast Steel</i>
Tekanan <i>stage</i> 1	= 44,91 psi
Tekanan <i>stage</i> 2	= 133,18 psi
Tekanan <i>stage</i> 3	= 399,85 psi
<i>Power</i>	= 370,31 hp
Jumlah <i>stage</i>	= 3

6. Cooler (E-311)

1. Heat Balance

$$\begin{aligned}\text{Aliran bahan panas, } W &= 63059,53 \text{ kg/jam} \\ &= 139022,301 \text{ lb/jam} \\ \text{Aliran bahan dingin } Q &= 4621523,45 \text{ kkal/jam} \\ &= 18347448 \text{ Btu/jam} \\ W &= 623025,03 \text{ kg/jam} \\ &= 1373533,44 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

2. LMTD

$$T_1 = 392 \text{ }^{\circ}\text{C} = 738 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 56 \text{ }^{\circ}\text{C} = 133 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 104 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 300 \text{ }^{\circ}\text{C} = 572 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(738 - 572) - (133 - 104)}{\ln \frac{(738 - 572)}{(133 - 104)}}$$

$$\text{LMTD} = 165,35 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{605}{468} = 1,3$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{468}{634} = 0,74$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan $F_T = 0,99$, maka $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 162,05 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Penentuan *number of shell passes* berdasarkan *temperatur ratio*

$$\begin{aligned} &= \frac{(T_1 - T_2) + (t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \\ &= \frac{1073}{634} \\ &= 1,28 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Rules of Thumb in Engineering Practice* by Donald R. Woods, untuk ratio 1,1 - 1,3 *number of shell passes* adalah 2. Sehingga digunakan HE tipe 2-4

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 75 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \quad (\text{Tabel 8, Kern})$$

4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dg kriteria :

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$BWG = 14$$

$$L = 12 \text{ in}$$

$$ID = 0,83 \text{ in}$$

$$a'' = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 0,546 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{18347448}{75 \times 162} = 299,13 \text{ ft}^2$$

6 Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{299}{12 \times 0,26} = 95,22$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

Shell	Tube
ID : 17 in	No. of Tube : 104
B : 4 in	OD, BWG : 1 in , 14 BWG
Pass : 2	Pitch : 1,25 in triangular
	Pass : 6

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A_{\text{terkoreksi}} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 327 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 68,7 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

$$T_c = T_{av} = \frac{738 + 133}{2} = 435 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{104 + 572}{2} = 338 \text{ }^\circ\text{F}$$

*Hot fluid (shell) : reactor
product*

12. Flow area

Menghitung C'

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1,25 - 1 \\ &= 0,25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T} \\ &= \frac{17 \times 0,25 \times 4}{144 \times 1} \\ &= 0,1 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

13. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{139022}{0,1033} \\ &= 1345546,7 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

14. Pada T_a = 435 °F
= 224 °C
= 497 °K

Dari perhitungan viskositas didapatkan

$$\begin{aligned} \mu &= 0,013 \text{ cP} \\ &= 0,031 \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

*cold fluid (tube) :
downtherm A*

12. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{104 \times 0,546}{144 \times 6} \\ &= 0,07 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

13. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t} \\ &= \frac{1373533,4}{0,0657} \\ &= 20899072 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G_t}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{20899071,81}{3600 \times 58,3} \\ &= 99,5 \text{ fps} \end{aligned}$$

14. Pada t_a = 338 °F
= 170 °C
= 443 °K

Dari perhitungan viskositas didapatkan

$$\begin{aligned} \mu &= 0,494 \text{ cP} \\ &= 1,195 \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$D_e = \frac{0,72}{12}$$

$$= 0,06 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{D_e G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \times 1345546,7}{0,03071} \\ &= 2629047 \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$D = \frac{0,83}{12}$$

$$= 0,07 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{D G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,07 \times 20899072}{1,19548} \\ &= 1214981,004 \end{aligned}$$

15. Dari Fig. 28 Kern didapatkan j_H

$$j_H = 800$$

16. Pada $T_a = 435 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$= 224 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 497 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Dari perhitungan *specific heat* didapatkan

$$c = 0,17 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Dari perhitungan *thermal conductivity*

$$k = 0,0061 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,9464$$

$$17. \quad h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 800 \times \frac{0,01}{0,06} \times 0,9464$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 76 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

17. Dari Fig.25 Kern

$$\text{Correc. factor} = 0,92$$

$$h_i = 1800 \times 0,92$$

$$= 1656 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 1656 \times \frac{0,83}{1} \\
 &= 1381,104 \\
 &\text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

18. Tube-wall temperature

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\
 &= 338 + \frac{76,4}{1457} (97) \\
 &= 343,09 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Pada $t_w = 343,1 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dari perhitungan viskositas didapatkan

$$\begin{aligned}
 \mu_w &= 0,009 \text{ cP} \\
 &= 0,023 \text{ lb/ft.jam} \\
 \phi_s &= \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,1} \\
 &= \left(\frac{0,03}{0,02} \right)^{0,1} \\
 &= 1,04
 \end{aligned}$$

Corrected coefficient

$$\begin{aligned}
 h_o &= \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a \\
 &= 76 \times 1,04 \\
 &= 79,5 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

11. Clean overall coefficient

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} \\
 &= \frac{1381,1 \times 79,5}{1381,1 + 79,5} \\
 &= 75,2 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

12. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft, a" = 0,2618 ft²/ft

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 104 \times 12 \times 0,26 \\
 &= 327 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{18347448}{327 \times 162} \\
 &= 68,67 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

13. Dirt factor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{75 - 68,67}{75 \times 68,67} \\
 &= 0,0013 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Ringkasan

80	h <i>outside</i>	1381
U_c	=	75,21
U_D	=	68,67
$R_{d \text{ calc}}$	=	0,001
$R_{d \text{ req}}$	=	0,001

Pressure Drop

1. $Re_s = 2629047$

Dari Fig.29 Kern, didapatkan

$$f = 0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 0,93$$

2. $No. \text{ of crosses}$

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{12}{4}$$

$$N + 1 = 25$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 1,44 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{5609500034}{3035590025}$$

1. $Re_t = 1214981$

Dari Fig.26 Kern, didapat

$$f = 0,00006$$

$$s = 66$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{1886851594620}{416351023227}$$

$$= 4,53 \text{ psi}$$

3. $G_t = 20899072$

$$\frac{V^2}{2g'} = 5,3027$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 6}{66} \times 5,3$$

$$= 2 \text{ psi}$$

(allowable 10 psi)

$$= 1,9 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = P_t + P_r$$

$$= 4,53 + 1,9$$

$$= 6,46 \text{ psi}$$

(allowable 10 psi)

Resume Spesifikasi Cooler

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= E-311
Fungsi	= Mendinginkan produk reaktor (R-210)
Jenis	= <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	= 1
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	= 326,73 ft ²
Temperatur	
T ₁	= 392 °C
T ₂	= 56 °C
t ₁	= 40 °C
t ₂	= 300 °C

Tube

OD, BWG	= 1 in 14 BWG
ID	= 0,83 in
<i>Length</i>	= 12 ft
Jumlah <i>tube</i>	= 104
<i>Pitch</i>	= 1,25 in <i>triangular</i>
ΔP <i>tube</i>	= 6,46 psi

Shell

ID <i>shell</i>	= 17,3 in
ΔP <i>shell</i>	= 2 psi
<i>Fouling factor</i>	= 0,0013 jam.ft ² .°F/Btu

7. Heat Exchanger (E-332)

1. Heat balance

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran bahan panas, } Q &= 191414031,66 \text{ kkal/jam} \\
 &= 759913705,69 \text{ Btu/jam} \\
 W &= 63059,53 \text{ kg/jam} \\
 &= 139046,26 \text{ lb/jam} \\
 \text{Aliran bahan dingin, } W &= 17680,51 \text{ kg/jam} \\
 &= 38985,52 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

2. LMTD

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 471,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 880,2 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 429,9 \text{ } ^\circ\text{C} = 805,8 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_1 &= 56 \text{ } ^\circ\text{C} = 132,8 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_2 &= 82,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 180,5 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{(880 - 181) - (806 - 133)}{\ln \frac{(880 - 181)}{(806 - 133)}} \\
 &= 686,28 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \qquad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{880,2 - 805,838}{180,5 - 132,80} & S &= \frac{180,5 - 132,80}{880,2 - 132,80} \\
 &= 1,5589 & &= 0,06
 \end{aligned}$$

dari Fig.18 Kern, didapatkan $F_T = 0,99$
 maka $\Delta T = 675,99 \text{ } ^\circ\text{F}$

3. Temperatur rata-rata

$$T_c = T_{av} = \frac{880 + 806}{2} = 843 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{133 + 181}{2} = 157 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 64 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \text{ (Tabel 8 Kern)}$$

5. Memilih Ukuran tube

dari Tabel 10 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$BWG = 14$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$ID = 0,834 \text{ in}$$

$$a'' = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 0,546 \text{ in}^2$$

6. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = 170,70 \text{ ft}^2$$

7. Menghitung jumlah pipa dan diameter *shell*

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{170,70}{12 \times 0,26} = 54$$

dari Tabel 9 Kern, dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

Shell		Tube	
ID	= 12 in	No.of Tube	= 55
B	= 2 in	OD, BWG	= 1 in; 14 BWG
Pass	= 1	Pitch	= 1,25 triangular
		Pass	= 1

8. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A_{\text{terkoreksi}} = N \times L \times a''$$

$$= 172,788 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}}$$

$$= 63,23 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Cold fluid (shell) :
liquid dari flash tank

9. Flow area

menghitung C'

$$C' = P_T - OD$$

$$= 1,25 - 1$$

$$= 0,25$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

$$= \frac{12 \times 0,25 \times 2}{144 \times 1,25}$$

$$= 0,04 \text{ ft}^2$$

Hot fluid (tube) :
produk reaktor

9. Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_{t'}}{144 n}$$

$$= \frac{55 \times 0,546}{144 \times 1}$$

$$= 0,209 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 10. G_s &= \frac{W}{a_s} \\
 &= \frac{38985,52}{0,04} \\
 &= 1091594,69
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 11. \text{ Pada } t_c &= 157 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 69,25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 342,25 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan viskositas didapatkan

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,01 \text{ cP} \\
 &= 0,02 \text{ lb/ ft.jam}
 \end{aligned}$$

dari Tabel.10 Kern didapatkan

$$\begin{aligned}
 D_e &= \frac{0,72}{12} \\
 &= 0,06 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_s &= \frac{D_e G_a}{\mu} \\
 &= \frac{0,06 \times 1091594,69}{0,02039} \\
 &= 3212748,69
 \end{aligned}$$

12. dari Fig.28 Kern didapatkan

$$j_H = 560$$

$$\begin{aligned}
 10. G_t &= \frac{W}{a_t} \\
 &= \frac{139046}{0,21} \\
 &= 666755,31
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 11 \text{ Pada } T_c &= 843 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 450,57 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 723,57 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan viskositas didapatkan

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,02 \text{ cP} \\
 &= 0,04 \text{ lb/ ft.jam}
 \end{aligned}$$

dari Tabel.10 Kern didapatkan

$$\begin{aligned}
 D &= \frac{0,83}{12} \\
 &= 0,07 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_t &= \frac{D G_t}{\mu} \\
 &= \frac{0,07 \times 666755,3}{0,04138} \\
 &= 1119783,172
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 13 \text{ Pada } t_c &= 157 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 69 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 342 \text{ K} \end{aligned}$$

Dari perhitungan *specific heat* didapatkan

$$c = 0,44 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Dari perhitungan *thermal conductivity* didapatkan

$$k = 0,01 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 1,028$$

14

$$\begin{aligned} h_o &= j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s \\ \frac{h_o}{\phi_s} &= 560 \times \frac{0,01}{0,06} \times 1,03 \\ \frac{h_o}{\phi_s} &= 79,0731 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

15.

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= 157 + \frac{1578}{1657} (686) \\ &= 810,26 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

14 dari Fig.25 Kern

didapatkan *correction*

$$factor = 0,86$$

$$\begin{aligned} h_i &= 2200 \times 0,86 \\ &= 1892 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 1892 \times \frac{0,834}{1} \\ &= 1577,93 \end{aligned}$$

$$\text{Pada } T = 810,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari perhitungan viskositas didapatkan

$$\begin{aligned} \mu_w &= 0,02 \text{ cP} \\ &= 0,04 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\phi_s &= \frac{\mu}{(\mu_w)} \\ &= \frac{0,02}{(0,04)}^{0,14} \\ &= 0,90523\end{aligned}$$

Corrected coefficient

$$\begin{aligned}h_o &= \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s \\ &= 79,073 \times 0,905 \\ &= 71,579 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

16. Clean overall coefficient

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1578 \times 71,58}{1578 + 71,58} \\ &= 68,47 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

17. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft, $a'' = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$\begin{aligned}A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 55 \times 12 \times 0,262 \\ &= 172,788 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{759913705,69}{172,788 \times 675,99} \\ &= 63,23 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

18. Dirt factor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{68,47 - 63,23}{68,47 \times 63,23} \\
 &= 0,001 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Ringkasan

71,58	h outside	1578
U_c	=	68,47
U_D	=	63,23
$R_{D \text{ calc}}$	=	0,001
$R_{D \text{ req}}$	=	0,001

Pressure Drop

1. $Re_s = 3212749$
 dari Fig.29 Kern didapat
 $f = 0,00015 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
specific gravity dari
 perhitungan didapatkan,
 $s.g = 3,17$

2.
 $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$
 $N + 1 = 12 \times \frac{12}{2}$
 $N + 1 = 67,20$

1. $Re_t = 1119783$
 dari Fig.29 Kern didapat
 $f = 0,00012 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
specific gravity dari
 perhitungan didapatkan,
 $s.g = 0,93$

2. $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}$
 $= \frac{640170206,9}{3829119656}$
 $= 0,17 \text{ psi}$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 1 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} 3. \Delta P_s &= \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s} \\ &= \frac{1,2011E+10}{8987487038} \\ &= 1,34 \text{ psi} \\ &\quad (\text{allowable } 10 \text{ psi}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \Delta P_r &= \frac{(4n/s)}{(V^2/2g)} \\ &= \frac{4}{74,8676} = 0,05 \\ \Delta P_1 &= 0,17 + 0,05 \\ &= 0,22 \text{ psi} \\ &\quad (\text{allowable } 10 \text{ psi}) \end{aligned}$$

Resume Spesifikasi Heat Exchanger

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	= Memanaskan liquid keluaran flash tank sebelum masuk ke kolom distilasi
Jenis	= <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	= 1
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	= 172,8 ft ²
Temperatur	
T ₁	= 471,2 °C
T ₂	= 429,9 °C
t ₁	= 56 °C
t ₂	= 82,5 °C
Tube	
OD, BWG	= 1 in 14 BWG
ID	= 0,83 in
<i>Length</i>	= 12 ft
Jumlah <i>tube</i>	= 55
<i>Pitch</i>	= 1,25 in <i>triangular</i>
ΔP <i>tube</i>	= 0,22 psi
Shell	
ΔP <i>shell</i>	= 1,34 psi
ID <i>shell</i>	= 12 in
<i>Fouling factor</i>	= 0,001 jam.ft ² .°F/Btu

9. Flash Tank (H-310)

Fungsi : Memisahkan produk keluaran reaktor dari gas hidrogen dan methana

a. Tipe flash tank

Flash tank berbentuk silinder vertikal dengan torishpherical dished head karena proses pemisahan fase gas dan cair lebih baik

b. Bahan konstruksi

Bahan yang digunakan adalah Austhentic stainless steel, AISI tipe 304 dengan pertimbangan :
- allowable stress cukup besar

c. Langkah Perancangan

Kondisi operasi

$P = 15 \text{ atm}$ $T = 56 \text{ }^{\circ}\text{C} = 329 \text{ K}$

Volume spesifik uap

Komponen	kmol	yi	Tc (K)	Pc(bar)	ω	BM
C_7H_8	0,04	0,00	591,8	41,09	0,26	92
C_6H_6	0,07	0,00	562,2	48,98	0,21	78
H_2	19894	0,97	33,18	13,13	-0,2	2
CH_4	76,84	0,03	190,6	46,04	0,01	16

Komponen	$y_i \cdot T_{Ci}$	$y_i \cdot P_{Ci}$	$y_i \cdot \omega$	$y_i \cdot B^M$
C ₇ H ₈	1,77537	0,12327	0,00079	0,276
C ₆ H ₆	0,39351	0,03429	0,00015	0,0546
H ₂	32,1846	12,7361	-0,2134	1,94
CH ₄	5,33624	1,28912	0,00031	0,448
Total	39,6897	14,1828	-0,2122	2,7186

Dari Smith Van Ness Ed.4 hal85

$$Tr = \frac{T}{\sum y_i \cdot T_{Ci}} = \frac{329}{39,7} = 8,289$$

$$Pr = \frac{P}{\sum y_i \cdot P_{Ci}} = \frac{15,2}{14,18} = 1,072$$

Dari harga Tr dan Pr menurut gambar 3.11 Smith Van Ness maka digunakan generalized virial koefisien.

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} = 0,083 - \frac{0,422}{29,487} = 0,06869$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} = 0,139 - \frac{0,172}{7207} = 0,139$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega \cdot B^1 = 0,069 + (-0,03) = 0,039$$

$$Z = 1 + \frac{BP_c \times Pr}{RT_c \times Tr}$$

$$Z = 1 + 0,039 \times 0,129 = 1,005$$

$$V_s = \frac{ZRT}{P} = \frac{1,005 \times 0,082 \times 329}{15,198} = 1,79 \frac{m^3}{kmol}$$

Densitas uap

BM campuran = 2,72 kg/kmol

$$\rho_v = \frac{BM_{camp}}{V_s} = \frac{2,72}{1,79} = 1,52 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,1 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Densitas Liquid

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

ρ = densitas (gr/ml)
T = temperatur (K)

Komponen	A	B	Tc	n
C ₇ H ₈	0,29999	0,27108	591,79	0,29889
C ₆ H ₆	0,3009	0,2677	562,16	0,2818
C ₁₂ H ₁₀	0,30766	0,25375	789,26	0,27892
H ₂	0,03125	0,3473	33,18	0,2756
CH ₄	0,15998	0,2881	190,58	0,277

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	xi	ρ (gr/ml)	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot xi$
C ₇ H ₈	0,1867	0,51	505,28	94,34
C ₆ H ₆	0,5836	0,57	574,85	335,48
C ₁₂ H ₁₀	0,0506	0,36	360,49	18,24
H ₂	0,0471	-0,01	-12,31	-0,58
CH ₄	0,132	-0,28	-282,29	-37,26
Total	1			410,22

Sehingga, densitas campuran = 410,22 kg/m³
= 25,61 lb/ft³

Volume uap dan liquid

$$\begin{aligned}\text{Massa uap} &= 41026,13 \text{ kg/jam} \\ &= 11,39615 \text{ kg/s} = 25,124 \text{ lb/s} \\ \text{Massa liquid} &= 22033,4 \text{ kg/jam} \\ &= 6,120389 \text{ kg/s} = 13,493 \text{ lb/s} \\ \text{Volume uap} &= \frac{\text{massa uap}}{\rho_v} = \frac{11,3961}{1,52} = 7,483 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{Volume liq} &= \frac{\text{massa liq}}{\rho_L} = \frac{6,12039}{410,22} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Menentukan volume drum

direncanakan vapor memiliki waktu tinggal = 0,1 menit

direncanakan liquid memiliki waktu tinggal = 5 menit

$$\text{Volume Uap} = 7,483 \times 0,1 \times 60 = 44,9 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Liquida} = 0,015 \times 5 \times 60 = 4,476 \text{ m}^3$$

$$\text{Jadi Volume Total} = 49,38 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 10 %, maka volume *drum separator* menjadi :

$$\begin{aligned}V' &= 1,1 \times 49,38 = 54,31 \text{ m}^3 \\ &= 1917,98 \text{ ft}^3 = 3314268,3 \text{ in}^3\end{aligned}$$

d. Maximum design vapor velocity

$$\begin{aligned}S_{\text{fac}} &= \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{0,5} \\ &= \frac{13,493}{25,124} \left(\frac{0,10}{26} \right)^{0,5} \\ &= 0,03272\end{aligned}$$

Dari Fig 1 McKetta halaman 438 didapatkan $K_v = 0,2$

$$U_v = K_v \times \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5}$$

$$U_v = 0,2 \times \left(\frac{26 - 0,1}{0,10} \right)^{0,5}$$

$$U_v = 3,276 \text{ ft/s}$$

$$= 0,999 \text{ m/s}$$

e. Dimensi tangki

Diameter dalam tangki

Volume *torispherical head* (V_h)

$$V_h = 0,000049 \text{ Di}^3 \text{ (ft}^3\text{)}$$

$$V_h = 0,084672 \text{ Di}^3 \text{ (in}^3\text{)}$$

Di = *inside diameter* (in)

$$L/D = 4 \quad (\text{Silla page 285})$$

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + 2 \cdot V_{\text{head}} \\ &= \frac{3,14 \times D^2 \times 4D}{4} + 2 \times 0,085 \text{ Di}^3 \\ &= 3,31 \text{ Di}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Di}^3 = \frac{3314268,3}{3,3093}$$

$$\text{Di} = 100,05 \text{ in} = 2,54 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} L &= 4 \times 100,05 \text{ in} \\ &= 400,20 \text{ in} \\ &= 10,17 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume drum separator

Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot L}{4}$$

$$V_s = \frac{3,14 \times 100,05^2 \times 400,20}{4}$$

$$V_s = 3144672 \text{ in}^3$$

Volume drum separator (V_t)

$$V_t = V_s + 2 \cdot V_h$$

$$= 3144672,3 + 2 \times 0,08467 \text{ Di}^3$$

$$= 3144672,28 + 2 \times 0,08467 \times 1001487,99$$

$$= 3314268,27 \text{ in}^3$$

Luas penampang tangki

$$A = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} = \frac{3,14 \times 6,46^2}{4} = 5,07 \text{ m}^2$$

f. Tinggi Liquida

$$\begin{aligned} \text{Volume untuk 5 menit hold up} &= 0,015 \times 5 \times 60 \\ &= 4,48 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Kedalaman liquida} = \frac{4,48}{5,07} = 0,88 \text{ m}$$

g. Tebal dinding tangki

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell & Young halaman 254 yaitu :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + c \quad (\text{pers.13.1 Brownell \& Young})$$

$$t_s = \frac{15,198 \times 50,02479}{16000 \times 0,85 - 0,6 \times 15,2} + 0,125$$

$$= 0,181 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal *shell* $\frac{3}{16}$ in

h. Tebal head tangki

$$(OD)_s = (ID)_s + 2.t_s$$

$$= 100 + 2 \times 0,18$$

$$= 100,41 \text{ in}$$

Digunakan OD standar 72 in, dengan tebal *shell* 3/16 in dari tabel 5.7. Brownell & Young hal 91, diperoleh harga :

$$rc = 96$$

$$icr = 5,88$$

Berdasarkan persamaan 7.76 & 7.77, Brownell & Young hal 138 :

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{rc}{icr} \right)^{0,5} \right)$$

dalam hal ini : W = faktor intensifikasi stress

$$W = 1,76$$

$$t_h = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2.P} + c$$

$$t_h = \frac{15,2 \times 96 \times 1,76}{2 \times 16000 \times 0,85 - 0,2 \times 15,2} + 0,125$$

$$= 0,22 \text{ in}$$

Digunakan tebal *head* standar $\frac{4}{16}$ in

i. Tinggi head tangki

$$ID = 100,05 \text{ in}$$

$$OD = 100,41 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{100,0}{2} = 50,02 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 96 - 5,88 = 90,13 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 50,02 - 5,88 = 44,15 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 78,5704 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 96 - 78,57 = 17,43 \text{ in}$$

Dari tabel 5-6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal head 1/4 in diperoleh harga sf = 1 ½ - 2 ½. Dipilih sf = 2.

Maka :

$$Hh = th + b + sf$$

$$= 0,22 + 17,43 + 2 = 19,65 \text{ in}$$

j. Tinggi tangki separator total

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki separator total} &= (2 \times Hh) + L \\ &= (2 \times 19,65) + 400,20 \\ &= 439,496 \text{ in} \\ &= 36,61 \text{ ft} \end{aligned}$$

Resume Spesifikasi *Flash Tank*

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= H-310
Fungsi	= Memisahkan produk reaktor dari gas hidrogen dan methana
Tipe	= Silinder vertikal berbentuk <i>torispherical</i>
Kapasitas Tangki	= 54,31 m ³
Diameter Tangki	= 2,54 m
Tinggi Tangki	= 11,16 m
Bahan konstruksi	= <i>Austenitic Stainless Steel</i> , AISI tipe 304
Tekanan	= 15,2 bar
Suhu	= 56 °C

9. Kolom distilasi benzene (D-330)

Fungsi : Memisahkan produk benzene dari campuran
produk bawah kolom benzene

Neraca Massa Kolom Distilasi Benzene

Komp	Feed		Distillat		Bottom	
	F	xf	D	xd	B	xb
C_7H_8	3930,15	0,22	3,93	0,00	3926,22	0,78
C_6H_6	12629,7	0,71	12617	1,00	12,63	0,00
$C_{12}H_{10}$	1115,41	0,06	0,00	0,00	1115,41	0,22
CH_4	5,27	0,00	5,27	0,00	0,00	0,00
Total	17680,5	1,00	12626	1,00	5054,26	1,00

Neraca mol Kolom Distilasi Benzene

Komp	Feed		Distillat		Bottom	
	F	xf	D	xd	B	xb
C_7H_8	42,72	0,20	0,04	0,00	42,68	0,85
C_6H_6	161,92	0,76	161,76	1,00	0,16	0,00
$C_{12}H_{10}$	7,24	0,03	0,00	0,00	7,24	0,14
CH_4	0,33	0,00	0,33	0,00	0,00	0,00
Total	212,21	1,00	162,13	1,00	50,08	1,00

a. Menentukan jenis kolom

Dipilih kolom jenis tray dengan pertimbangan :

- Perkiraan awal diameter kolom > 3 ft
- fluida tidak bersifat korosif

Tray yang dipilih adalah sieve tray dengan pertimbangan;

- kapasitas uap dan cairannya besar
- kestabilan yang cukup tinggi saat operasi
- low cost dan fabrikasi yang relatif mudah

b. Bahan konstruksi kolom

bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade A, karena

- allowable stress cukup besar
- harga relatif murah

c. Menghitung jumlah plate

menggunakan metode shortcut

Light key component = benzene

Heavy key component = toluene

Temperatur puncak kolom = 76,5 °C = 350 K

Temperatur dasar kolom = 115,8 °C = 389 K

Temperatur rata-rata kolom = 96,15 °C = 369 K

Tekanan operasi = 1 atm

α_{av} = 2,74

θ = 1,18

● Minimum plate - Fenske's method

$$N_m = \frac{\log[(x_{LK}/x_{HK})_D (x_{HK}/x_{LK})_B]}{\log \alpha_{av}}$$

$$N_m = 19,79$$

● Minimum reflux - Underwood's method

$$1 - q = \sum_1^n \frac{x_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} = 0 \quad q = 1 \quad (\text{boiling point})$$

$$Rm - 1 = \sum_1^n \frac{\alpha_i x_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)}$$

$$Rm = 0,76$$

● Number of theoretical stages - Erbar&Maddox correlation

$$\begin{aligned} R &= 1,5 \times R_{\min} \\ &= 1,5 \times 0,76 \\ &= 1,14 \end{aligned}$$

$$Nm = 19,79$$

$$Rm/(Rm+1) = 0,431$$

$$R/(R+1) = 0,532$$

dari Fig.11.7.3 Geankoplis, didapatkan

$$Nm/N = 0,61$$

$$N = 32,44$$

● Feed plate location - Kirkbride's method

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0.206 \log \left[\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{B}{D} \left(\frac{x_{LB}}{x_{HD}} \right)^2 \right]$$

(Geankoplis 3th, 1997)

$$\log Ne/Ns = 0,19$$

$$Ne/Ns = 1,54$$

Plate Aktual

Menghitung Viskositas

menggunakan persamaan berikut :

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

= viskositas (cP)
= temperatur (K)

Komponen	A	B	C	D
C ₇ H ₈	-5,1644	810,68	0,010454	-1,05E-05
C ₆ H ₆	-7,4005	1181,5	0,014888	-1,37E-05
C ₁₂ H ₁₀	-9,9122	2051,4	0,015545	-9,90E-06
CH ₄	-7,3801	319,25	0,047934	-1,41E-04

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	xi	log μ (cP)	μ (cP)	$\mu \cdot xi$
C ₇ H ₈	0,22	-0,54	0,29	0,06
C ₆ H ₆	0,71	-0,57	0,27	0,19
C ₁₂ H ₁₀	0,06	0,03	1,08	0,07
CH ₄	0,00	-8,06	0,00	0,00
Total	1,00			0,32

Sehingga didapatkan viskositas campuran adalah = 0,32 cP

Menentukan efisiensi tray

$$E_0 = 51 - 32.5 \left[\log (\mu_{avg} \cdot \alpha_{avg}) \right]$$

μ_{avg} = viskositas molar umpan pada suhu rata-rata
kolom distilasi (167 °C)

α_{avg} = relatif volatilitas rata-rata *light key* pada distilat
dan *bottom*

Maka, didapatkan efisiensi tray, $E_0 = 52,7 \%$
= 0,53

$$\begin{aligned}
 N_{\text{aktual}} &= \frac{N}{E_o} \\
 &= \frac{32,4405}{0,53} \\
 &= 61,56 \\
 &\approx 62 \text{ plate aktual}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_s &= 12,79 \\
 &\approx 24 \text{ (Aktual)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_e &= 19,6 \\
 &\approx 37 \text{ (Aktual)}
 \end{aligned}$$

Jadi, umpan masuk pada plate ke 37 dari atas kolom

d. Dimensi kolom

- Menghitung L dan V bagian *stripping*

Dari neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} L &= 5054,25 \text{ kg/jam} & V &= 26968,80 \text{ kg/jam} \\ &= 11144,62 \text{ lb/jam} & &= 59466,2 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Menghitung densitas liquid dan uap

$$T = 389 \text{ K} \quad P = 1,1 \text{ atm}$$

densitas liquid

Komponen	A	B	Tc	n
C ₇ H ₈	0,29999	0,27108	591,79	0,29889
C ₆ H ₆	0,3009	0,2677	562,16	0,2818
C ₁₂ H ₁₀	0,30766	0,25375	789,26	0,27892

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	x _B	ρ (gr/ml)	ρ (kg/m ³)	ρ.x _B	BM.x _B
C ₇ H ₈	0,78	0,69	689,18	535,37	71,47
C ₆ H ₆	0,00	0,82	816,20	2,04	0,195
C ₁₂ H ₁₀	0,22	0,44	435,64	96,14	33,99
Total	1			633,54	105,6

Menentukan densitas campuran uap

Komponen	x _B	T _C (K)	P _C (bar)	ω	x _B .T _C	x _B .P _C	x _B .ω
C ₇ H ₈	0,78	592	41,09	0,26	460	31,9	0,21
C ₆ H ₆	0,00	562	48,98	0,21	1,4	0,12	0
C ₁₂ H ₁₀	0,22	789	38,47	0,37	174	8,49	0,08
Total					176	8,61	0,08

$$T_C = 176 \text{ K} \quad P_C = 8,61 \text{ bar} \quad \omega = 0,08$$

$$\begin{aligned} T_R &= \frac{T}{T_C} & B^0 &= 0,08 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}} \\ &= \frac{389}{176} & &= 0,08 - \frac{0,422}{(2,25)^{1,6}} \\ &= 2,21 & &= -0,04 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_R &= \frac{P}{P_C} & B^1 &= 0,14 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} \\ &= \frac{1,11}{8,61} & &= 0,14 - \frac{0,172}{(3,35)^{4,2}} \\ &= 0,13 & &= 0,13 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} &= B^0 + \omega \times B^1 \\ &= -0,04 + 0,08 \times 0,13 \\ &= -0,02 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\ &= 1 + -0,02 \times \frac{0,13}{2,214} \\ &= 0,999 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V' &= \frac{Z \times R \times T}{P \times BM_{Camp}} \quad R = 0,082 \text{ L.atm.K}^{-1}.\text{mol}^{-1} \\ &= \frac{0,999 \times 0,08 \times 389}{1,115 \times 105,6} \\ &= 0,27 \text{ m}^3/\text{kg} \end{aligned}$$

$$\rho_v = \frac{1}{V'} = \frac{1}{0,27} = 3,7 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung laju alir volumetrik bagian stripping,

$$\begin{aligned} L_B &= \frac{L}{\rho_{\text{Liq}}} = \frac{5054,25}{633,54} & V_B &= \frac{V}{\rho_{\text{Vap}}} = \frac{26968,80}{3,7} \\ &= 8,0 \text{ m}^3/\text{jam} & &= 7296,21 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,08 \text{ ft}^3/\text{s} & &= 71,57 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

● Menghitung L dan V bagian *enriching*

Dari neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} L &= 12626,26 \text{ kg/jam} & V &= 14342,54 \text{ kg/jam} \\ &= 27840,9 \text{ lb/jam} & &= 31625,29 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

densitas liquid

$$T = 350 \text{ K}$$

Komponen	A	B	Tc	n
C ₇ H ₈	0,29999	0,27108	591,79	0,29889
C ₆ H ₆	0,3009	0,2677	562,16	0,2818
CH ₄	0,15998	0,2881	190,58	0,277

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	xd	ρ (gr/ml)	ρ (kg/m ³)	ρ.xd	BM.Xd
C ₇ H ₈	0,00	0,56	558,35	0,17	0,029
C ₆ H ₆	1,00	0,64	642,59	642,13	77,94
CH ₄	0,00	-0,25	-251,98	-0,11	0,007
Total	1,00			642,19	77,98

Menentukan densitas campuran uap

Komponen	x_d	T_C (K)	P_C (bar)	ω	$x_d \cdot T_C$	$x_d \cdot P_C$	$x_d \cdot \omega$
C_7H_8	0,00	592	41,09	0,26	0,18	0,01	0,00
C_6H_6	1,00	562	48,98	0,21	562	48,9	0,21
CH_4	0,00	191	46,04	0,01	0,08	0,02	0,00
Total					562	49	0,21

$$T_C = 562 \text{ K} \quad P_C = 49 \text{ bar} \quad \omega = 0,21$$

$$\begin{aligned}
 T_R &= \frac{T}{T_C} & B^0 &= 0,08 - \frac{0,422}{(T_R)^{1,6}} \\
 &= \frac{350}{562} & &= 0,08 - \frac{0,422}{(0,62)^{1,6}} \\
 &= 0,62 & &= -0,8 \\
 P_R &= \frac{P}{P_C} & B^1 &= 0,14 - \frac{0,172}{(T_R)^{4,2}} \\
 &= \frac{1,01}{49} & &= 0,14 - \frac{0,172}{(0,62)^{4,2}} \\
 &= 0,02 & &= -1,1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} &= B^0 + \omega \times B^1 \\
 &= -0,8 + 0,21 \times -1,1 \\
 &= -1,1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\
 &= 1 + -1,1 \times \frac{0,02}{0,62} \\
 &= 0,965
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V' &= \frac{Z \times R \times T}{P \times BM_{Camp}} \quad R = 0,082 \text{ L.atm.K}^{-1}.\text{mol}^{-1} \\
 &= \frac{0,965 \times 0,08 \times 350}{1,013 \times 78,0} \\
 &= 0,35 \text{ m}^3/\text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\rho_v = \frac{1}{V'} = \frac{1}{0,35} = 2,86 \text{ kg/m}^3$$

Laju alir volumetrik bagian *enriching*

$$\begin{aligned}
 L_E &= \frac{L}{\rho_{Liq}} = \frac{12626,26}{642,19} & V_E &= \frac{V}{\rho_{Vap}} = \frac{14342,54}{2,9} \\
 &= 19,66 \text{ m}^3/\text{jam} & &= 5023 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,19 \text{ ft}^3/\text{s} & &= 49,27 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

- Menghitung properti fluida bagian ***stripping***

surface tension

$$\sigma = A - \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad \begin{array}{l} \sigma = \text{surface tension,} \\ \text{dynes/cm} \end{array}$$

$$T = 116\text{ }^{\circ}\text{C} = 389\text{ K}$$

Komp	x_B	A	Tc	n	$\sigma(\text{dynes/cm})$	$\sigma \cdot x_D$
C ₇ H ₈	0,85	66,9	592	1,25	17,631	15,02
C ₆ H ₆	0,00	72	562	1,24	16,752	0,05
C ₁₂ H ₁₀	0,14	74,7	789	1,31	30,692	4,44
Total	1,00					19,52

$$\text{surface tension} = 19,52 \text{ dyne/cm}$$

viskositas liquida

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 \quad \begin{array}{l} \mu = \text{viskositas (cP)} \\ T = \text{temperatur (K)} \end{array}$$

Komponen	A	B	C	D
C ₇ H ₈	-5,1644	810,68	0,010454	-1,05E-05
C ₆ H ₆	-7,4005	1181,5	0,014888	-1,37E-05
C ₁₂ H ₁₀	-9,9122	2051,4	0,015545	-9,90E-06

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	x_b	$\log \mu$ (cP)	μ (cP)	$\mu \cdot x_b$
C ₇ H ₈	0,78	-0,60	0,25	0,20
C ₆ H ₆	0,00	-0,65	0,23	0,00
C ₁₂ H ₁₀	0,22	-0,09	0,81	0,18
Total	1,00			0,38

$$\text{viskositas liquid} = 0,0003 \text{ lb/ft.s}$$

viskositas uap

$$\eta = A + BT + CT^2$$

η = viskositas (μP)

T = temperatur (K)

Komponen	A	B	C
C_7H_8	1,787	2,E-01	-9,E-06
C_6H_6	-0,151	3,E-01	-9,E-06
$\text{C}_{12}\text{H}_{10}$	-13,498	2,E-01	-3,E-05

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	xb	μ (μP)	μ (cP)	$\mu \cdot x_b$
C_7H_8	0,78	93,41	0,0093	0,0073
C_6H_6	0,00	99,79	0,0100	0,0000
$\text{C}_{12}\text{H}_{10}$	0,22	80,20	0,0080	0,0018
Total	1,00			0,0091

viskositas uap = 0,00001 lb/ft.s

- Menghitung properti fluida bagian *enriching*

surface tension

T = 76,5 °C = 350 K

Komp	x_d	A	Tc	n	σ (dynes/cm)	$\sigma \cdot x_D$
C_7H_8	0,00	66,9	592	1,25	21,979	0,007
C_6H_6	1,00	72	562	1,24	21,577	21,56
CH_4	0,00	35,7	191	1,09	-33,51	-0,01
Total	1,00					21,55

surface tension = 21,55 dyne/cm

viskositas liquida

Komponen	A	B	C	D
C ₇ H ₈	-5,1644	810,68	0,010454	-1,05E-05
C ₆ H ₆	-7,4005	1181,5	0,014888	-1,37E-05
CH ₄	-7,801	319,25	0,047934	-1,41E-04

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	x _d	logμ (cP)	μ (cP)	μ.x _d
C ₇ H ₈	0,00	-0,60	0,25	0,00
C ₆ H ₆	1,00	-0,65	0,23	0,23
CH ₄	0,00	-9,69	0,00	0,00
Total	1,00			0,23

viskositas liquid = 0,0002 lb/ft.s

viskositas uap

Komponen	A	B	C
C ₇ H ₈	1,787	2,E-01	-9,E-06
C ₆ H ₆	-0,151	3,E-01	-9,E-06
CH ₄	3,844	4,E-01	-1,E-04

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	x _d	μ (μP)	μ (cP)	μ.x _d
C ₇ H ₈	0,00	84,15	0,0084	0,0000
C ₆ H ₆	1,00	89,69	0,0090	0,0090
CH ₄	0,00	144,04	0,0144	0,0000
Total	1,00			0,0090

viskositas uap = 0,00001 lb/ft.s

liquid thermal conductivity

$$\log k = A + B \left[1 - \frac{T}{C} \right]^{2/7}$$

k = liq.thermal cond,
W/m.K
T temperatur, K

Komponen	A	B	C
C ₇ H ₈	-1,67	1,E+00	6,E+02
C ₆ H ₆	-1,6846	1,E+00	6,E+02
CH ₄	-1,0976	5,E-01	2,E+02

(Sumber : Yaws, 1999)

Komponen	x _d	log k	k	μ.xd
C ₇ H ₈	0,00	-2,E+00	0,03	0,0000
C ₆ H ₆	1,00	-2,E+00	0,03	0,0281
CH ₄	0,00	-1,E+00	0,06	0,0000
Total	1,00			0,0281

liq.thermal cond = 0,0281 W/m.K

Data	Top Tray	Bottom Tray
Tekanan (bar)	1,11	1,10
Temperatur (°C)	76,5	115,8
σ (dyne/cm)	21,55	19,52
ρ _v (lb/ft ³)	0,178	0,23
ρ _L (lb/ft ³)	39,55	40,09
Internal Reflux L/V	0,88	0,19
Max Vapor (lb/jam)	31625,29	59466,20
Max Liquid (lb/jam)	27840,90	11144,62
Max Q _v (ft ³ /s)	49,27	71,57
Max Q _L (ft ³ /s)	0,19	0,08

<i>Max Q_L</i> (gpm)	86,56	35,12
<i>Plate Spacing</i> (in)	24	24

d. Dimensi kolom

Langkah-langkah perhitungan menggunakan referensi dari Van Winkle, 1967

• Diameter kolom

asumsi :

- Flooding = 80%

Top
Flow Parameter

$$P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0,5}$$

$$= 0,06$$

Bottom

$$P_F = \frac{L}{V} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0,5}$$

$$= 0,014$$

Dari Fig 13.21, Van Winkle didapatkan *Capacity Factor*

Capacity Parameter

$$P_C = 0,39$$

$$P_C = 0,37$$

Koreksi nilai P_C sebagai fungsi dari σ

$$P_{C \text{ Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0,2}$$

$$= 0,39 \times \left[\frac{21,6}{20} \right]^{0,2}$$

$$= 0,391$$

$$P_{C \text{ Corr}} = P_C \times \left[\frac{\sigma}{20} \right]^{0,2}$$

$$= 0,37 \times \left[\frac{20}{20} \right]^{0,2}$$

$$= 0,368$$

Menghitung *vapor velocity* untuk *flooding* 100%,

$$U_{VN} = P_C \times \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

$U_{VN} = 0,39 \times \frac{39,6 - 0,2}{0,178}^{0.5}$ $U_{VN} = 5,808 \text{ fps}$	$U_{VN} = 0,37 \times \frac{40,1 - 0,2}{0,231}^{0.5}$ $U_{VN} = 4,839 \text{ fps}$
------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------

Menghitung *net vapor flow area* antara *plate* (A_N)

Asumsi *flooding* = 0,8

$$A_N = \left(\frac{Q_V}{U_{VN} \times (\% \text{ Flooding})} \right)$$

$$A_N = \frac{49,27}{5,81 \times 0,8}$$

$$A_N = 10,6 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$\begin{aligned} A_d &= 0,1 \text{ A} \\ A &= A_N + A_d \\ A &= 10,6 + 0,1 \text{ A} \\ 0,9 \text{ A} &= 10,6 \\ A &= 11,8 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$A_N = \frac{71,57}{4,84 \times 0,8}$$

$$A_N = 18,5 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$\begin{aligned} A_d &= 0,1 \text{ A} \\ A &= A_N + A_d \\ A &= 18,5 + 0,1 \text{ A} \\ 0,9 \text{ A} &= 18,5 \\ A &= 20,5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Didapatkan diameter kolom,

$$D = \frac{11,8}{[0,79]}^{0.5}$$

$$D = 3,87 \text{ ft}$$

$$= 1,18 \text{ m}$$

$$D = \frac{20,5}{[0,79]}^{0.5}$$

$$D = 5,1 \text{ ft}$$

$$= 1,56 \text{ m}$$

Dari perhitungan diameter kolom, dipilih diameter D = 5 ft

$$\text{maka } A = 19,65 \text{ ft}^2$$

$$A_N = 17,69 \text{ ft}^2$$

<i>Cek percent flood</i>	
$\text{Percent flood} = \frac{49,27}{5,81 \times 17,69}$ $= 0,48$	$\text{Percent flood} = \frac{71,57}{18,5 \times 17,7}$ $= 0,22$

Menghitung A dengan *percent flood* = 0,5

$$A_N = \frac{71,57}{4,84 \times 0,48}$$

$$= 30,81 \text{ ft}^2$$

Area of column

$$A = \frac{A_N}{0,9}$$

$$A = \frac{30,81}{0,9}$$

$$A = 34,2 \text{ ft}^2$$

Area of downcomer,

$$A_d = 0,1 \times A$$

$$= 0,1 \times 34,2$$

$$= 3,42 \text{ ft}^2$$

Active area for bubbling,

$$A_A = A - A_d$$

$$= 34,2 - 3,42$$

$$= 30,8 \text{ ft}^2$$

Plate thickness,

$$t_p = 12 \text{ gauge} \\ = 0,08 \text{ in}$$

Hole diameter,

$$d_h = 0,25 \text{ in}$$

Digunakan triangular pitch,

$$P = 0,25 \times 3 \\ = 0,75 \text{ in . pitch}$$

Berdasarkan literatur *Distillation* by Van Winkle, ketinggian weir maksimal 15% dari tray spacing. Sehingga diambil ketinggian weir sebagai berikut.

$$h_w = 1,5 \text{ in} \quad \frac{A_d}{A} = \frac{3}{34,2} = 0,1$$

Dari Tabel 14.10 Van Winkle didapatkan data sebagai berikut,

$$\text{Untuk } \frac{A_d}{A} = 0,1 \quad , \frac{L}{D} = 0,73 \quad , \frac{H}{D} = 0,16$$

Sehingga panjang *weir* (l_w) dapat dihitung,

$$\frac{L}{D} = 0,73 \quad l_w = 0,73 \times 5 \\ = 3,63 \text{ ft} \\ = 43,6 \text{ in}$$

Entrainment

Entrainment didapatkan dari Fig 13.26, sebagai

$$\begin{array}{l|l} P_F = 0,06 & P_F = 0,01 \\ \Psi = 0,07 & \Psi = 0,09 \end{array}$$

Nilai *entrainment* yang didapatkan kurang dari 0.1, sehingga memenuhi syarat perancangan

Pressure Drop

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{86,56}{25,17} \text{ gpm} \\ l_w^{2.5} &= 3,44 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{35,12}{25,17} \text{ gpm} \\ l_w^{2.5} &= 1,4 \end{aligned}$$

Dari Fig 13.7 untuk $\frac{l_w}{D} = 0,73$ didapatkan nilai F_w

$$F_w = 1,025$$

$$F_w = 1,008$$

Sehingga h_{ow} dapat dihitung,

$$h_{ow} = 0.48 \times F_w \left(\frac{Q_L}{l_w} \right)^{0.67}$$

$$h_{ow} = 0,78 \text{ in}$$

$$h_{ow} = 0,42 \text{ in}$$

sehingga dipilih $h_w = 1,5 \text{ in}$

Menghitung *equivalent surface tension loss*

$$h_\sigma = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_l \times d_h}$$

$$h_\sigma = 0,09 \text{ in}$$

$$h_\sigma = 0,08 \text{ in}$$

Menghitung *equivalent loss through holes*,

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_v}{\rho_l} \left(\frac{U_h}{C_0} \right)^2$$

tebal *plate*, $t_p = 0,08 \text{ in}$

$$\frac{t_p}{d_h} = 0,33$$

hole diameter, $d_h = 0,25 \text{ in}$

diambil nilai, $A_h/A_A = 0,1 \text{ in}$

dari Fig 13.18 didapatkar $C_0 = 0,73$

$$\begin{aligned} A_h &= 0,1 \times A_A \\ &= 0,1 \times 30,8 \\ &= 3,08 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan uap yang melewati lubang

$$\begin{aligned} U_h &= \frac{Q_v}{A_h} = \frac{49,27}{3,081} & U_h &= \frac{Q_v}{A_h} = \frac{71,57}{3,081} \\ &= 16 \text{ f/s} & &= 23 \text{ f/s} \end{aligned}$$

Dari data - data diatas, h_0 dapat dihitung,

$$\begin{aligned} h_0 &= 0,19 \frac{0,18}{39,6} \left(\frac{16}{0,73} \right)^2 & h_0 &= 0,19 \frac{0,23}{40,1} \left(\frac{23,2}{0,73} \right)^2 \\ &= 0,4 \text{ in} & &= 1,08 \text{ in} \end{aligned}$$

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A}$$

$$\begin{aligned} U_{VA} &= 16 \times 0,09 & U_{VA} &= 23 \times 0,09 \\ &= 1,44 \text{ in} & &= 2,09 \text{ in} \end{aligned}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times (\rho_v)^{0.5}$$

$$\begin{aligned} F_{VA} &= 1,44 \times 0,18^{0.5} & F_{VA} &= 2,09 \times 0,23^{0.5} \\ &= 0,61 & &= 1 \end{aligned}$$

Dari Fig 13.16, didapatkan

$$\beta = 0,7 \quad | \quad \beta = 0,67$$

Menghitung *total pressure drop* ,

$$\Delta H_T = \beta(h_w + h_{ow}) + h_0 + h_\sigma$$

$$\begin{aligned}\Delta H_T &= 1 \times 2 + 0 + 0,09 \\ &= 2,08 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_T &= 1 \times 2 + 1 + 0,08 \\ &= 2,45 \text{ in}\end{aligned}$$

Weep point

$$h_w + h_{ow} = 2,28$$

$$h_w + h_{ow} = 1,92$$

dari Fig.13.22, didapatkan

$$h_0 + h_\sigma = 0,4$$

$$h_0 + h_\sigma = 0,56$$

dibandingkan dengan hasil perhitungan sebelumnya,

$$h_0 + h_\sigma = 0,49$$

$$h_0 + h_\sigma = 1,16$$

nilai yang didapatkan dari hasil perhitungan lebih besar daripada nilai yang didapat dari Fig 13.22, maka kedua bagian akan beroperasi dengan baik di atas weep point.

Menghitung liquid back-up di downcomer,

$$H_D = [\Delta H_T + (h_w + h_{ow} + \Delta) + h_d] \frac{1}{\phi_d}$$

asumsi jarak di bawah apron = 1,5 in

$$A_{AP} = \frac{2 \times l_w}{144}$$

$$A_{AP} = \frac{2 \times 43,6}{144}$$

$$= 0,45 \text{ ft}^2$$

Menghitung *head loss* pada *downcomer*

$$h_d = 0.03 \left(\frac{Q_l}{100 A_d} \right)^2$$

$$\begin{array}{l|l} h_d = 0.03 \left(\frac{86.56}{100 \times 3.42} \right)^2 & h_d = 0.03 \left(\frac{35.12}{100 \times 3.42} \right)^2 \\ = 0.002 \text{ in} & = 0.0003 \text{ in} \end{array}$$

sehingga H_D dapat dihitung,

$$\begin{array}{l|l} H_D = 3.68 \text{ in} & H_D = 3.73 \text{ in} \end{array}$$

asumsi *froth density* (*density foam*), $\phi_d = 0.5$

menghitung *foam back-up* di *downcomer*,

$$\begin{array}{l|l} H_{Dal} = \frac{3.68}{0.5} & H_{Dal} = \frac{3.73}{0.5} \\ = 7.364 \text{ in} & = 7.466 \text{ in} \end{array}$$

Menghitung *liquid gradient*,
average width of flow path

$$\begin{array}{l|l} W_a = \frac{D + l_w}{2} & W_a = 4.32 \text{ ft} \end{array}$$

Menghitung *foam height*

$$h_f = \frac{\beta(h_w + h_{ow})}{2\beta - 1}$$

$$\begin{array}{l|l} h_f = \frac{0.7 \times 2.28}{2 \times 0.7 - 1} & h_f = \frac{0.7 \times 1.92}{2 \times 0.67 - 1} \\ = 3.99 \text{ in} & = 3.78 \text{ in} \\ = 0.33 \text{ ft} & = 0.32 \text{ ft} \end{array}$$

Menghitung *hydraulic radius*,

$$R_h = \frac{h_f \times W_a}{2h_f + W_a}$$

$$\begin{array}{l|l} R_h = \frac{0,33 \times 4,32}{2 \times 0,33 + 4} & R_h = \frac{0,32 \times 4,32}{2 \times 0,32 + 4,3} \\ R_h = 0,29 \text{ ft} & R_h = 0,27 \text{ ft} \end{array}$$

Menghitung *foam velocity*,

$$u_f = \frac{12 \times Q_L'}{h_c \times W_a}$$

$$\begin{array}{l|l} U_f = \frac{12 \times 0,19}{0,7 \times 2,28 \times 4,32} & U_f = \frac{12 \times 0,08}{0,7 \times 1,92 \times 4,32} \\ = 0,34 \text{ fps} & = 0,17 \text{ fps} \end{array}$$

Menghitung *Reynold number* ,

$$Re_f = \frac{u_f \times R_h \times \rho_L}{\mu_L}$$

$$\begin{array}{l|l} Re_f = \frac{0,34 \times 0,29 \times 39,6}{0,00015} & Re_f = \frac{0,17 \times 0,27 \times 40,1}{0,00025} \\ = 25232,8 & = 7397,26 \end{array}$$

Dari Fig 13.19 didapatkan *friction factor* (*f*),

$$\begin{array}{l|l} f = 0,07 & f = 0,22 \end{array}$$

Dari data - data tersebut *liquid gradient* dapat dihitung,

$$\Delta = \frac{f \times U_f^2 \times Z_l}{12 \times g \times R_h}$$

$$\Delta = 0,00026 \text{ in}$$

$$\Delta = 0,00022 \text{ in}$$

Liquid residence time pada downcomer ,

$$A_d = 3,42 \text{ ft}^2$$

$$H_D = 3,68 \text{ in}$$

$$H_D = 3,73 \text{ in}$$

$$Q_{LD} = 0,19 \text{ cuft/s}$$

$$Q_{LD} = 0,08 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Residence Time} = \frac{A_d \times \left(\frac{H_d}{12}\right)}{Q'_L}$$

$$\text{Residence Time} = 5,4 \text{ sec}$$

$$\text{Residence Time} = 13,6 \text{ sec}$$

e. Dimensi tangki

a. Bahan konstruksi = SA 285 Grade A

b. *Allowable Vertical Weld Joint* = 0,156 in

c. *Butt-welded Courses* = 96 in

= 8 ft

d. *Allowable stress* = 11250

e. Efisiensi pengelasan = 0,80

● Menghitung ketebalan *shell*

$$t = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,6 p} + c$$

t = Thickness of shell

p = Internal pressure

f = Allowable stress

E = Joint efficiency

r_i = Inside radius of the shell (in)

c = Corrosion allowance

Tekanan operasi = 1 atm = 14,70 psi

Tekanan design diambil 10% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan

$$P_{des} = 110\% \times 14,70 = 16,17 \text{ psi}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint*, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\% \quad (\text{Brownell \& Young, page 254})$$

$$c = 0,1250$$

Sehingga t dapat dihitung,

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_{des} \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P_{des}} + c \\ &= \frac{16,170 \times 30}{11250 \times 0,8 - 0,6 \times 16,170} + 0,125 \\ &= 0,18 \quad (\text{digunakan } t \text{ standar} = \frac{3}{16} \text{ in}) \end{aligned}$$

Menghitung spesifikasi *head*

Tekanan yang dimasukkan di perhitungan adalah tekanan operasi + *safety factor* nya

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$P_{des} = 16,17 \text{ psi}$$

$$\text{Type Head} = \text{Torispherical Dished head}$$

$$(OD)_s = (ID)_s + 2t_s$$

$$= 60 + 2 \times 0,18$$

$$= 60,4 \text{ in}$$

Digunakan OD standar 60 in, dengan tebal shell 3/16 in.

Dari Tabel 5.7 Brownell & Young hal 91, diperoleh :

$$r_c = 60$$

$$icr = 3,63$$

Berdasarkan persamaan 7.76 , Brownell & Young hal 138:

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{r_c}{icr} \right)^{0,5} \right)$$

Diketahui W adalah faktor intensifikasi *stress*

$$W = 1,77$$

Perhitungan tebal *head* menggunakan pers 7.77 hal 138

$$t_h = \frac{P r_c \times W}{2f \times E - 0,2 P} + c$$

t = Thickness of head
p = Internal pressure
f = Allowable stress
E = Joint efficiency
r_c = inside spherical

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{16,17 \times 60 \times 1,77}{22500 \times 0,80 - 0,2 \times 16,2} + 0,1250 \\
 &= 0,22 \text{ in} \\
 &= \frac{4}{16} \text{ in (digunakan t standar = } \frac{4}{16} \text{ in)}
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi *head*

$$ID = 60 \text{ in}$$

$$OD = 60,4 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{60}{2} = 30 \text{ in}$$

$$BC = r_c - icr = 60 - 4 = 56 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 30 - 4 = 26 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 49,82 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 10,2 \text{ in}$$

Dari Tabel 5-6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal head 4/16 in \diperoleh harga $sf = 1,5 - 2$.

Dipilih sf sebesar 1,5

$$\begin{aligned} \text{Maka : } H_h &= t_h + b + sf \\ &= 0,22 + 10,2 + 1,5 \\ &= 11,90 \text{ in} \\ &= 0,991 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi kolom

$$\begin{aligned} T &= \text{tinggi tray} + 2H_h \\ &= \text{tray spacing} \times N_{\text{actual tray}} + 2H_h \\ &= 24 \times 62 + 23,8 \\ &= 1512 \text{ in} \\ &= 126 \text{ ft} \end{aligned}$$

Resume Spesifikasi Kolom Benzene

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= D-330
Fungsi	= Memisahkan benzene dari campuran produk bawah kolom benzena
Jenis Kolom	= <i>Tray Distillation Column</i>
Jenis Tray	= <i>Perforated (Sieve Tray)</i>
Jumlah Tray	= 62 Tray
Diameter kolom	= 5 ft
<i>Tray spacing</i>	= 2 ft
<i>Active area</i>	= 30,8 sq.ft
<i>Area of holes</i>	= 3,08 sq.ft
<i>Area downcomer</i>	= 3,42 sq.ft
A_h/A	= 0,09
A_d/A	= 0,1
A_h/A_A	= 0,1
d_h	= 0,25 in
l_w	= 43,6 in
h_w	= 1,5 in
<i>Design Vessel</i>	
<i>Type vessel</i>	= <i>Tall vertical vessel</i>
Bahan konstruksi	= <i>Carbon Steel SA 283 Grade A</i>
Tebal <i>shell</i>	= 0,18 in
Tinggi <i>vessel</i>	= 126 ft
<i>Type head</i>	= <i>Torispherical Dished Head</i>
Tebal <i>head</i>	= 0,22 in
Tinggi <i>head</i>	= 11,9 in

10. Kondensor (E-333)

1. Heat Balance

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran bahan panas, } W &= 12626,26 \text{ kg/jam} \\
 &= 27836,11 \text{ lb/jam} \\
 \text{Aliran bahan dingin, } Q &= 1199172,88 \text{ kkal/jam} \\
 &= 4760716,334 \text{ Btu/jam} \\
 W &= 79008,21 \text{ kg/hari} \\
 &= 174183,082 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

2. LMTD

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 76,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 169,7 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 76,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 169,7 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_1 &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_2 &= 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(170 - 113) - (170 - 86)}{\ln \frac{(170 - 113)}{(170 - 86)}}$$

$$\text{LMTD} = 69,33 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} & S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 R &= \frac{0}{27} = 0 & S &= \frac{27}{83,7} = 0,323
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 18 Kern, karena nilai $R = 0$ maka $F_T = 1$, sehingga $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 69,33 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Penentuan *number of shell passes* berdasarkan temperatur

$$\begin{aligned} \text{ratio} &= \frac{(T_1 - T_2) + (t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \\ &= \frac{27}{84} \\ &= 0,32 \end{aligned}$$

Berdasarkan *Rules of Thumb in Engineering Practice* by Donald R. Woods, untuk ratio 0 - 0,8 *number of shell passes* adalah 1. Sehingga digunakan HE tipe 1-2

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 150 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \quad (\text{Ludwig, 1964})$$

4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 14 \\ L &= 12 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0,834 \text{ in} \\ a'' &= 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ a'_t &= 0,546 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{4760716,334}{150 \times 69,33} = 457,81 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{457,810}{12 \times 0,262} = 145,7$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

Shell	Tube
ID : 19 in	No. of Tube : 152
B : 3 in	OD, BWG : 1 in 14 BWG
Pass : 1	Pitch : 1,25 in triangular
	Pass : 2

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A_{\text{terkoreksi}} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 477,5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 143,808 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

$$T_c = T_{av} = \frac{170 + 170}{2} = 170 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ }^\circ\text{F}$$

9. Flow area

Menghitung C'

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1,25 - 1 \\ &= 0,25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T} \\ &= \frac{19,3 \times 0,25 \times 3,438}{144 \times 1,25} \\ &= 0,09191 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{27836,11}{0,091905} \\ &= 302877,9 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

Loading

$$\begin{aligned} G'' &= \frac{W}{L \times N_t^{2/3}} \\ &= \frac{27836,11}{3,44 \times 5,262} \\ &= 1539 \text{ lb/jam.lin ft} \end{aligned}$$

9. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{152 \times 0,546}{144 \times 2} \\ &= 0,28817 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{w}{a_t} \\ &= \frac{174183,082}{0,2882} \\ &= 604452,6 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G_t}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{604452,569}{3600 \times 62,5} \\ &= 2,69 \text{ fps} \end{aligned}$$

Asumsi

$$h^- = h_o = 150$$

$$\begin{aligned} t_w &= t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_a - t_a) \\ &= 99,5 + \frac{150}{1248} \times 185 \\ &= 121,7 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_f &= \frac{T_a + t_w}{2} \\ &= \frac{170 + 121,7}{2} \\ &= 145,7 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Tabel 4

$$k_f = 0,086$$

$$\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$s_f = 0,88 \quad \text{Tabel 6}$$

$$\mu_f = 0,32 \text{ cP} \quad \text{Fig. 14}$$

Dari Fig. 12.9 didapatkan

$$h^- = h_c = 186$$

$$\begin{aligned} \mathbf{11.} \text{ Pada } t_a &= 99,5 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 38 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 311 \text{ } ^\circ\text{K} \end{aligned}$$

Dari Fig.14 Kern didapatkan

$$\begin{aligned} \mu &= 0,75 \text{ cP} \\ &= 1,82 \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 hal 843 Kern didapatkan

$$\begin{aligned} D &= \frac{0,834}{12} \\ &= 0,07 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{DG_t}{\mu} \\ &= \frac{0,07 \times 604453}{1,82} \\ &= 23145,7 \end{aligned}$$

12. Dari Fig.25 Kern didapatkan

Correction

$$factor = 0,94$$

$$\begin{aligned} h_i &= 1400 \times 0,94 \\ &= 1316 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 1316 \times \frac{0,83}{1} \\
 &= 1098 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

14. Clean overall coefficient

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{1098 \times 186}{1098 + 186} \\
 &= 159 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

15. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft, a" = 0,2618 ft²/ft

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 152 \times 12 \times 0,2618 \\
 &= 478 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{4760716,334}{478 \times 69,33} \\
 &= 144 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

16. Dirt factor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{159 - 144}{144 \times 144} = 0,00074 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}
 \end{aligned}$$

Ringkasan

186	<i>h outside</i>	1098
U_c	=	159,05
U_D	=	143,81
$R_{d \text{ calc}}$	=	0,00074

Pressure Drop

1. Pada $T_a = 170 \text{ } ^\circ\text{F}$
 $= 77 \text{ } ^\circ\text{C}$
 $= 350 \text{ K}$

Dari perhitungan didapatkan

$$\mu = 0,01 \text{ cP}$$

$$= 0,02 \text{ lb/ft. jam}$$

Dari Fig 28

$$D_e = \frac{0,72}{12}$$

$$= 0,06 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{D_e G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \times 302878}{0,02144} \\ &= 847480,9 \end{aligned}$$

Dari Fig.29 Kern, didapatkan

$$f = 0,001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 2,69$$

$$1. Re_t = 23145,7$$

Dari Fig.26 Kern, didapat

$$f = 0,00022$$

$$s = 1$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{1929116155}{3627900000} \\ &= 0,53 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$3. G_t = 604453$$

Dari Fig.27 Kern, didapat

$$\frac{V^2}{2g'} = 0,046$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'} \\ &= \frac{4 \times 2}{1} \times 0,046 \\ &= 0,37 \text{ psi} \end{aligned}$$

2. No. of crosses

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{12}{3}$$

$$N + 1 = 41,89$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 2 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s}$$

$$\Delta P_s = \frac{3650719320}{8421775200}$$

$$= 0,433 \text{ psi}$$

(allowable 10 psi)

$$4. \Delta P_T = P_t + P_r$$

$$= 0,53 + 0,37$$

$$= 0,9 \text{ psi}$$

(allowable 10 psi)

Resume Spesifikasi Kondensor

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= E-333
Fungsi	= Mengondensasikan uap dari kolom benzene
Jenis	= <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	= 1
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	= 478 ft ²
Temperatur	
T ₁	= 169,7 °F
T ₂	= 169,7 °F
t ₁	= 86 °F
t ₂	= 113 °F
Tube	
OD , BWG	= 1 in , 14 BWG
ID	= 0,834 in
<i>Length</i>	= 12 ft
Jumlah <i>tube</i>	= 152
<i>Pitch</i>	= 1,25 in <i>triangular</i>
ΔP <i>tube</i>	= 0,90 psi
Shell	
Π <i>shell</i>	= 19,25 in
ΔP <i>shell</i>	= 0,43 psi
<i>Fouling factor</i>	= 0,00074 jam.ft ² .°F/Btu

11. Reboiler (E-335)

1. Heat balance

$$\begin{aligned}
 \text{Aliran bahan panas,} \quad Q &= 10358393,96 \text{ kkal/jam} \\
 &= 41122824,02 \text{ Btu/jam} \\
 W &= 63059,53 \text{ kg/jam} \\
 &= 139046,26 \text{ lb/jam} \\
 \text{Aliran bahan dingin,} \quad W &= 32039,59 \text{ kg/jam} \\
 &= 70647,30 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

2. LMTD

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 429,9 \text{ } ^\circ\text{C} = 805,8 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 397,7 \text{ } ^\circ\text{C} = 747,8 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_1 &= 115,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 240,4 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_2 &= 115,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 240,4 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{(806 - 240) - (748 - 240)}{\ln \frac{(806 - 240)}{(748 - 240)}} \\
 &= 535,85 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 64 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \text{ (Tabel 8 Kern)}$$

4. Memilih Ukuran tube

dari Tabel 10 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1 \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 14 \\
 L &= 12 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 0,834 \text{ in} \\
 a'' &= 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}
 \end{aligned}$$

$$a_t' = 0,546 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = 214,97 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung jumlah pipa dan diameter *shell*

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{214,97}{12 \times 0,26} = 68$$

dari Tabel 9 Kern, dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
ID	= 13,3 in	No.of Tube	= 68
B	= 2 in	OD, BWG	= 1 in; 14 BWG
Pass	= 1	Pitch	= 1,25 triangular
		Pass	= 1

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N \times L \times a'' \\ &= 213,629 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 64,40 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

$$T_c = T_{av} = \frac{806 + 748}{2} = 777 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{240 + 240}{2} = 240 \text{ } ^\circ\text{F}$$

*Cold fluid (shell) :
liquid dari kolom distilasi*

9. Flow area

menghitung C'

$$C' = P_T - OD$$

$$= 1,25 - 1$$

$$= 0,25$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

$$= \frac{13 \times 0,25 \times 2}{144 \times 1,25}$$

$$= 0,04 \text{ ft}^2$$

$$10. G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{70647,30}{0,04}$$

$$= 1622498,52 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned} 11. \text{ Pada } t_c &= 240 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 115,80 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 388,80 \text{ K} \end{aligned}$$

*Hot fluid (tube) :
dari heat exchanger*

9. Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 n}$$

$$= \frac{68 \times 0,546}{144 \times 1}$$

$$= 0,258 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{139046}{0,26}$$

$$= 539287,383 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned} 11 \text{ Pada } T_c &= 777 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 413,79 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 686,79 \text{ K} \end{aligned}$$

Dari perhitungan viskositas
didapatkan

$$\begin{aligned}\mu &= 0,01 \text{ cP} \\ &= 0,02 \text{ lb/ ft.jam}\end{aligned}$$

dari Tabel.10 Kern
didapatkan

$$\begin{aligned}D_e &= \frac{0,72}{12} \\ &= 0,06 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Re_s &= \frac{D_e G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \times 1622499}{0,02313} \\ &= 4208465,84\end{aligned}$$

Dari perhitungan viskositas
didapatkan

$$\begin{aligned}\mu &= 0,02 \text{ cP} \\ &= 0,04 \text{ lb/ ft.jam}\end{aligned}$$

dari Tabel.10 Kern
didapatkan

$$\begin{aligned}D &= \frac{0,83}{12} \\ &= 0,07 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Re_t &= \frac{DG_t}{\mu} \\ &= \frac{0,07 \times 539287,4}{0,03971} \\ &= 943936,5317\end{aligned}$$

12. dari Fig.28 Kern
didapatkan
 $j_H = 440$

13 Pada $t_c = 240 \text{ } ^\circ\text{F}$
 $= 116 \text{ } ^\circ\text{C}$
 $= 389 \text{ K}$

Dari perhitungan *specific heat* didapatkan

$$c = 0,47 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Dari perhitungan *thermal conductivity* didapatkan

$$k = 0,01 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 1,007$$

14

$$h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 440 \times \frac{0,01}{0,06} \times 1,01$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 77,8856 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

14 dari Fig.25 Kern didapatkan

$$\text{correction factor} = 0,94$$

$$h_i = 2200 \times 0,94$$

$$= 2068$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 2068 \times \frac{0,834}{1}$$

$$= 1724,71$$

15.

$$t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 240 + \frac{1725}{1803} (536)$$

$$= 753,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pada T = 753,6 °F

Dari perhitungan viskositas didapatkan

$$\mu_w = 0,02 \text{ cP}$$

$$= 0,04 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \frac{\mu}{(\mu_w)}$$

$$= \frac{0,02}{(0,04)}^{0,14}$$

$$= 0,92713$$

Corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$$

$$= 77,886 \times 0,927$$

$$= 72,21 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

16. Clean overall coefficient

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{1725 \times 72,21}{1725 + 72,21} \\
 &= 69,31 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

17. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft, $a'' = 0,262 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 68 \times 12 \times 0,262 \\
 &= 213,629 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{41122824,02}{213,629 \times 535,85} \\
 &= 64,40 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

18. Dirt factor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{69,31 - 64,40}{69,31 \times 64,40} \\
 &= 0,001 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Ringkasan

72,21	h outside	1725
U_c	=	69,31
U_D	=	64,40
$R_{D \text{ calc}}$	=	0,001
$R_{D \text{ req}}$	=	0,001

Pressure Drop

- | | |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| <p>1. $Re_s = 4208466$
 dari Fig.29 Kern didapatkan
 $f = 0,00015 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
 <i>specific gravity</i> dari
 perhitungan didapat,
 s.g = 3,17</p> <p>2. $N + = 12 \times \frac{L}{B}$
 $N + = 12 \times \frac{12}{2}$
 $N + = 60,86$
 $D_s = \frac{ID}{12} = 1 \text{ ft}$</p> <p>3. $\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$
 $= \frac{2,6536E+10}{9204973314}$
 $= 2,88 \text{ psi}$
 (allowable 10 psi)</p> | <p>1. $Re_t = 943936,5$
 dari Fig.29 Kern didapatkan
 $f = 0,00012 \text{ ft}^2/\text{in}^2$
 <i>specific gravity</i> dari
 perhitungan didapat,
 s.g = 0,93</p> <p>2. $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}$
 $= \frac{418796469,7}{3826357779}$
 $= 0,11 \text{ psi}$</p> <p>3. $\Delta P_r = \frac{(4n/s)}{(V^2/2g)}$
 $= \frac{4}{39,0656} = 0,10$
 $\Delta P_1 = 0,11 + 0,10$
 $= 0,21 \text{ psi}$
 (allowable 10 psi)</p> |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|

Resume Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	= Memanaskan kembali keluaran bottom product dari kolom distilasi
Jenis	= <i>Shell and tube</i> (1-2 HE)
Jumlah	= 1
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	= 213,6 ft ²
Temperatur	
T ₁	= 429,9 °C
T ₂	= 397,7 °C
t ₁	= 115,8 °C
t ₂	= 115,8 °C
Tube	
OD, BWG	= 1 in 14 BWG
ID	= 0,83 in
<i>Length</i>	= 12 ft
Jumlah <i>tube</i>	= 68
<i>Pitch</i>	= 1,25 in <i>triangular</i>
ΔP <i>tube</i>	= 0,21 psi
Shell	
ΔP <i>shell</i>	= 2,88 psi
ID <i>shell</i>	= 13,25 in
<i>Fouling factor</i>	= 0,0011 jam.ft ² .°F/Btu

12. Akumulator (A-334)

Fungsi : Menampung hasil keluaran kondensor kolom benzene

a. Tipe akumulator

akumulator yang dipilih berbentuk silinder horizontal dengan torispherical dished head

b. Bahan konstruksi

bahan konstruksi yang dipilih adalah carbon steel SA-283 grade C dengan pertimbangan :

- tahan terhadap korosi
- allowable stress tinggi

c. Dimensi utama akumulator

- Densitas

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

ρ = densitas (gr/ml)
 T = temperatur (K)

Komponen	A	B	T _c	n
C ₇ H ₈	0,29999	0,27108	591,79	0,29889
C ₆ H ₆	0,3009	0,2677	562,16	0,2818
C ₁₂ H ₁₀	0,30766	0,25375	789,26	0,27892
CH ₄	0,15998	0,2881	190,58	0,277

(Sumber : Yaws, 1999)

$$\text{Suhu} = 76,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 350 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

Komponen	xi	ρ (gr/ml)	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x_i$
C ₇ H ₈	0,00031	0,56	558,35	0,17
C ₆ H ₆	0,99927	0,64	642,59	642,12
C ₁₂ H ₁₀	0	0,38	384,11	0,00
CH ₄	0,00042	-0,25	-251,98	-0,11
Total	1			642,19

$$\rho_{\text{Liquid}} : 642,19 \text{ kg/m}^3$$

$$m_{\text{Liquid}} = 26985,34 \text{ kg/jam}$$

$$V_{\text{Liquid}} = 42,02069 \text{ m}^3/\text{jam}$$

● Volume akumulator

$$\text{Residence time fluida} = 10 \text{ menit}$$

$$\text{Volume liq.} = 7,00 \text{ m}^3$$

$$= 247,32 \text{ ft}^3$$

$$\text{safety factor} = 10\%$$

$$\text{Vol.Liq} + \text{safety} = 272,06 \text{ ft}^3$$

$$= 470114 \text{ in}^3$$

● Diameter dan panjang akumulator

untuk perancangan digunakan :

$$L/D = 4 \quad (\text{Silla, 2003})$$

$$V_{\text{Head}} = 0,084672 \times D^3 \text{ (in}^3\text{)} \quad (\text{Torispherical Head})$$

$$V_{\text{tangki}} = \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} + 2 \cdot V_{\text{Head}}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times 4 D}{4} + 2 \times 0,084672 \times D^3$$

$$= \frac{3,14 \times D^2 \times 4 D}{4} + 2 \times 0,084672 \times D^3$$

$$= 3,309 D^3$$

$$D^3 = \frac{\text{Vol. Liq}}{3,309}$$

$$= \frac{470114}{3,30934}$$

$$D = 52,18 \text{ in}$$

$$L = 78,267 \text{ in}$$

● Tebal dinding akumulator

- Allowable stress = 12650 psi
- Joint efficiency = 0,85
- Corrosion factor = 0,125

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 P} + c$$

$$= \frac{14,7 \times 26,09}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125$$

$$= 0,16 \text{ in}$$

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

● Tebal head akumulator

bahan konstruksi yang digunakan sama dengan bagian shell

$$\text{ODs} = \text{IDs} + 2.t_s$$

$$= 52,18 + 0,38$$

$$= 52,55 \text{ in}$$

berdasarkan Brownell and Young digunakan OD standard dengan spesifikasi :

$$\text{ODs} \approx 54 \text{ in}$$

$$\text{rc} = 54$$

$$\text{icr} = 3,25$$

Intensification stress,

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) W = 1,77$$

● tebal head

$$t_h = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E \cdot 0,2 \cdot P} + c$$

$$t_h = \frac{14,7 \times 54 \times 1,77}{2 \times 12650 \times 0,85 - 0,2 \times 14,7} + 0,125$$

$$= 0,19 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{4}{16} \text{ in}$$

● tinggi head

$$\text{ID} = 52,18$$

$$\text{OD} = 52,55$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2} = \frac{52,18}{2} = 26,1 \text{ in}$$

$$\text{BC} = \text{rc} - \text{icr} = 54 - 3,25$$

$$= 50,8 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} = 26,1 - 3,25$$

$$= 22,8 \text{ in}$$

$$\boxed{AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}} \quad AC = 45,3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC = 54 - 45,3 \\ &= 8,68 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5-6 literatur Brownell and Young didapatkan,

$$sf = 2$$

Dengan data - data diatas, tinggi *head* dapat dihitung

$$\begin{aligned} H_h &= t_h + b + sf \\ &= 0,19 + 8,68 + 2 \\ &= 10,87 \text{ in} \end{aligned}$$

● panjang akumulator

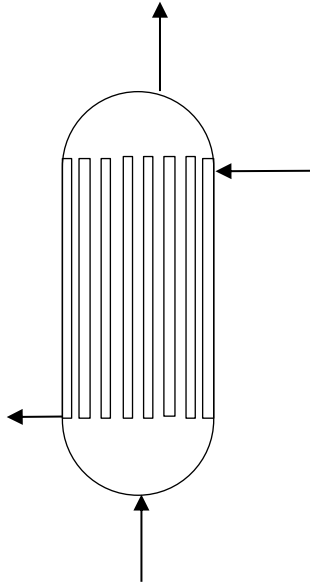
$$\begin{aligned} L_{\text{Total}} &= (2 \times H_h) + L \\ &= 21,7397 + 78,27 \\ &= 100,01 \text{ in} \end{aligned}$$

Resume Spesifikasi Akumulator

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	= A-334
Fungsi	= Menampung hasil keluaran kondensor kolom benzene
Jenis	= <i>Horizontal - Torispherical Head Vessel</i>
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 C</i>
Kapasitas	= 470114 in ³
Dimensi	
Panjang	= 100,01 in
<i>Shell</i>	
OD	= 52,55 in
ID	= 52,18 in
Tebal	= 0,16 in
<i>Head</i>	
OD	= 52,55 in
ID	= 52,18 in
Tebal	= 0,19 in
Tinggi	= 10,87 in

13. Reaktor (R-210)

Fungsi : Sebagai tempat bereaksi toluene dan hidrogen membentuk benzene



1. Menentukan kondisi umpan

- Densitas Campuran

$$T = 873 \text{ K} \quad P = 25 \text{ atm} \quad R = 0,082 \text{ liter.atm/mol.K}$$

Menurut Wilkes (1999)

$$\rho = \frac{BM \times P}{R \times T}$$

Komponen	BM	ρ	xi	xi.pi
C ₇ H ₈	92	32,13	0,33	10,6
H ₂	2	0,698	0,65	0,454
C ₆ H ₆	78	27,24	0	0
CH ₄	16	5,588	0,02	0,112
Total			1	11,17

Jadi, densitas campuran adalah 11,168385 kg/m³

- Viskositas Campuran

T = 600 K

Komponen	A	B	C	n gas	xi	n.xi
C ₇ H ₈	1,787	0,236	-9E-06	-1,58	0,33	-0,5
H ₂	27,76	0,212	-3,E-05	27,76	0,65	18
C ₆ H ₆	-0,15	0,257	-9E-06	-0,15	0	0
CH ₄	3,844	0,401	-0,0001	3,844	0,02	0,08
Total				29,87	1	17,5

Jadi, viskositas campuran adalah= 146,86 micropoise

= 0,0002 Cp (kg/m.s)

= 0,631 kg/jam.m

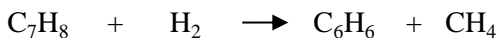
= 4E-04 lb/ft.jam

2. Menghitung Volume Reaktor

Untuk mencari V pada reaktor *plug flow* yaitu dengan cara :

$$V = F_{A0} \int \frac{dX_A}{-r_A} = - \frac{F_{A0}}{C_{A0}} \int_{C_{A0}}^{C_{Af}} \frac{dC_A}{-r_A}$$

Reaksi :



Berdasarkan data dari *A Kinetic Study on the Hydrogenolytic Dealkylation Of Toluene with High Pressure Flow Reactor* (1996) diperoleh kecepatan reaksi antara toluene dan hidrogen yaitu :

$$\begin{aligned} -r_A &= 3,55 \times 10^5 \exp(-54500/RT) \cdot C_A \cdot C_B^{0,5} \\ &= 193,9 C_A \cdot C_B^{0,5} \end{aligned}$$

Basis Perhitungan C_7H_8

Komponen	Awal	Akhir
C_7H_8 (A)	F_{A0}	$F_{A0} = F_{A0}(1-X)$
H_2 (B)	$F_{B0} = \theta_B F_{A0}$	$F_{B0} = F_{A0}(\theta_B - X)$
C_6H_6 (C)	0	$F_C = F_{A0}X$
CH_4 (D)	0	$F_D = F_{A0}X$
Total	F_{T0}	$F_T = F_{T0} - F_{A0}X$

Dari neraca massa didapatkan data

$$F_{A0} = 223,75 \text{ kmol/jam} = 62,2 \text{ mol/s}$$

$$F_{B0} = 20585 \text{ kmol/jam} = 5718 \text{ mol/s}$$

$$F_{T0} = 20809 \text{ kmol/jam} = 5780 \text{ mol/s}$$

$$\begin{aligned} \theta_B &= \frac{F_{B0}}{F_{A0}} & y_{A0} &= \frac{F_{A0}}{F_{T0}} \\ &= \frac{20584,83}{223,75} & &= \frac{223,75}{20562,48} \\ &= 91,9992 & &= 0,011 \end{aligned}$$

Kondisi operasi reaktor

$$T = 600 \text{ }^{\circ}\text{C} = 873 \text{ K}$$

$$P = 25,331 \text{ bar} = 2533 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned} C_{T0} &= \frac{P_0}{R \times T_0} \\ &= \frac{2533,1}{8,314 \times 873} \\ &= 0,35 \text{ mol/dm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A0} &= y_{A0} \times C_{T0} \\ &= 0,011 \times 0,35 \\ &= 0,004 \text{ mol/dm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \varepsilon &= \frac{2 - 2}{2} \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_A &= C_{A0} \frac{1 - X}{(1 + \varepsilon X)} \\ &= 0,004 \frac{1 - X}{(1 + (0)X)} \\ &= 0,004 (1 - X) \text{ mol/dm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_B &= C_{A0} \frac{\theta_B - X}{(1 + \varepsilon X)} \\ &= 0,004 \frac{91,99924 - X}{(1 + \varepsilon X)} = 0,004 \frac{91,99924 - X}{(1 + (0)X)} \\ &= 0,004 (91,99924 - X) \text{ mol/dm}^3 \end{aligned}$$

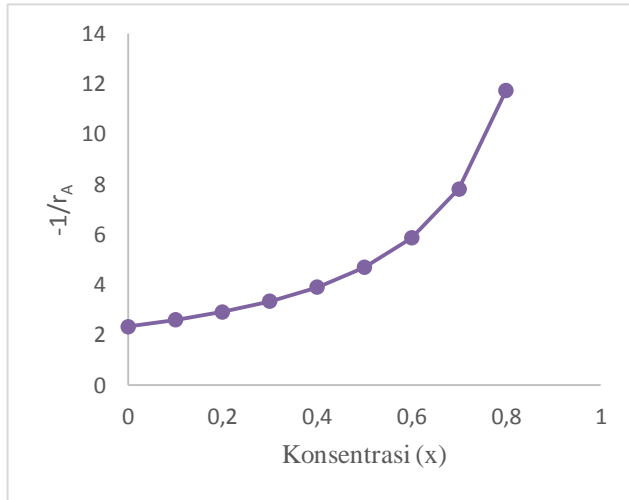
$$\begin{aligned}
 -r_A &= 194 C_A C_B^{0.5} \\
 &= 194 [0,003753 (1-X)] \cdot [0,003753(91,99924 - X)^{0.5}]
 \end{aligned}$$

Berikut data hubungan antara x dengan $f(x) \left(\frac{1}{-r_A} \right)$

Konsentrasi (X)	$-r_A$	$f(x) (1/-r_A)$
0	0,42759	2,338672
0,1	0,38462	2,599938
0,2	0,3417	2,926523
0,3	0,29883	3,346421
0,4	0,256	3,906289
0,5	0,21321	4,690107
0,6	0,17048	5,86584
0,7	0,12779	7,825402
0,8	0,08515	11,74454

$$V = F_{A0} \int \frac{dX_A}{-r_A} = F_{A0} \int_0^{0,8} \frac{1}{-r_A} dx$$

Mencari nilai $\int_0^{0,8} \frac{1}{-r_A} dx$ dengan metode Trapezoidal's rule



$$\begin{aligned}
 \int_0^{0.8} f(x) &= \frac{0.1}{2} (2.338672 + 2(2.599938) + 2(2.926523) + \\
 &\quad 2(3.346421) + 2(3.906289) + 2(4.690107) + \\
 &\quad 2(5.86584) + 2(7.825402) + 11.74454) \\
 &= \frac{0.1}{2} (64.65972) \\
 &= 3.233
 \end{aligned}$$

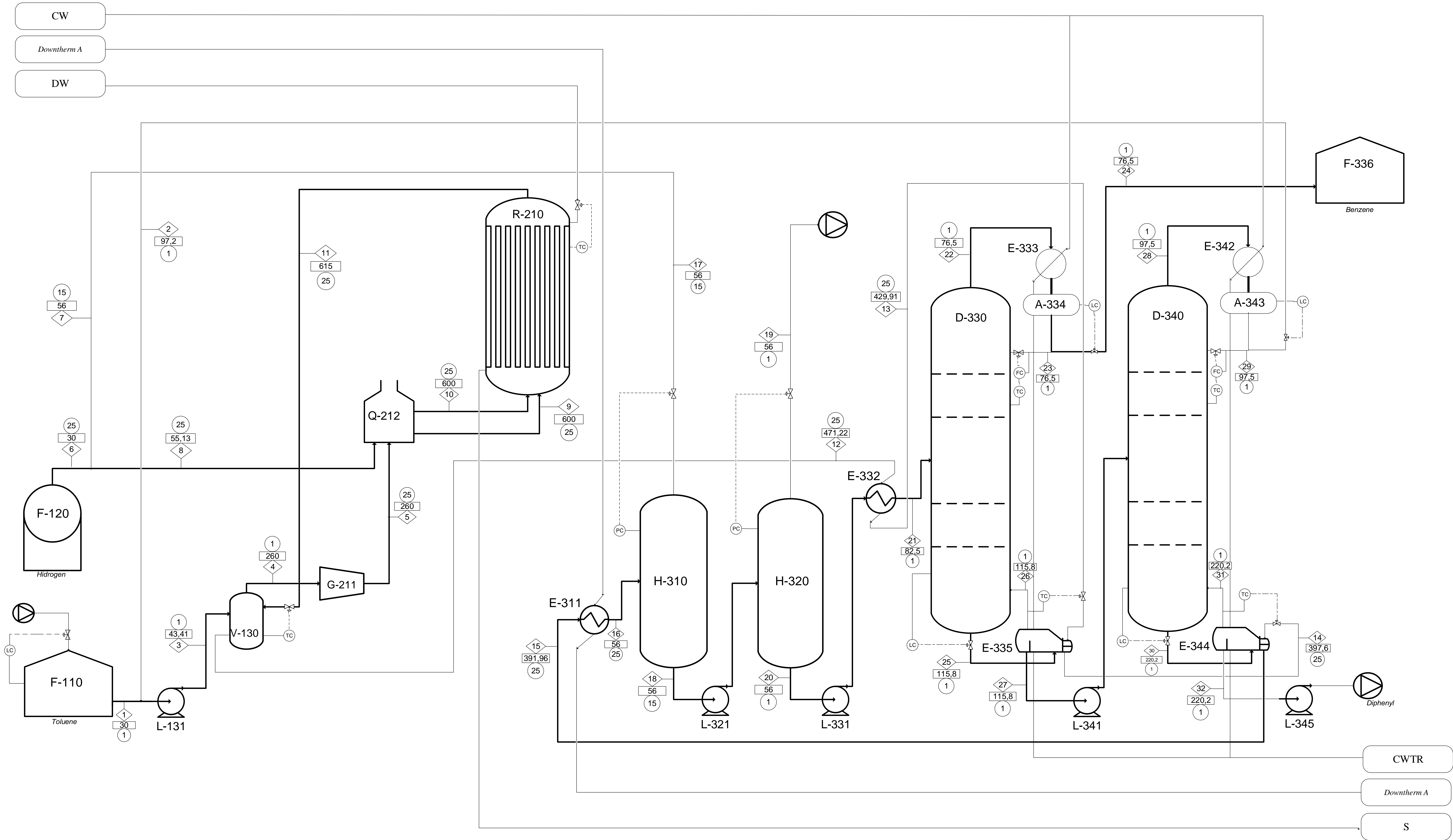
Volume Reaktor

$$\begin{aligned}
 V &= F_{A0} \int \frac{dX_A}{-r_A} & - F_{A0} &= 63060 \text{ kg/jam} \\
 &= F_{A0} \int_0^{0,8} \frac{1}{-r_A} dx & &= 5646 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 5646 \times 3 \\
 &= 18254 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

- Waktu tinggal

$$\begin{aligned}
 \frac{V}{F_{A0}} &= \frac{\tau}{C_{A0}} \\
 \tau &= \frac{V C_{A0}}{F_{A0}} \\
 &= \frac{18254,25663 \times 0,003753}{5646,253} \\
 &= 0,012 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

PABRIK BENZENE DARI TOLUENE DAN HIDROGEN
DENGAN PROSES HYDRODEALKILASI THERMAL



24	F-346	Tangki Penyimpan Benzene	1
23	L-345	Pompa	1
22	E-344	Reboiler	1
21	A-343	Akumulator	1
20	E-342	Kondensor	1
19	D-340	Kolom distilasi toluene	1
18	L-341	Pompa	1
17	E-335	Reboiler	1
16	A-334	Akumulator	1
15	E-333	Kondensor	1
14	D-330	Kolom distilasi benzene	1
13	E-332	Heat exchanger	1
12	L-331	Pompa	1
11	H-320	Flash tank 2	1
10	L-321	Pompa	1
9	H-310	Flash tank 1	1
8	E-311	Cooler	1
7	R-210	Reaktor	1
6	Q-212	Furnace	1
5	G-211	Kompresor	1
4	V-130	Vaporizer	1
3	L-131	Pompa	1
2	F-120	Tangki Penyimpan Hidrogen	1
1	F-110	Tangki Penyimpan Toluene	1

No.	Kode Peralatan	Nama Alat	Jumlah
-----	----------------	-----------	--------

Keterangan			
	Cooling Water		Tekanan
	Cooling Water Return		Nomor aliran
	Steam		Flow Controller
	Demin water		Temperatur Controller
	Suhu		Level Controller

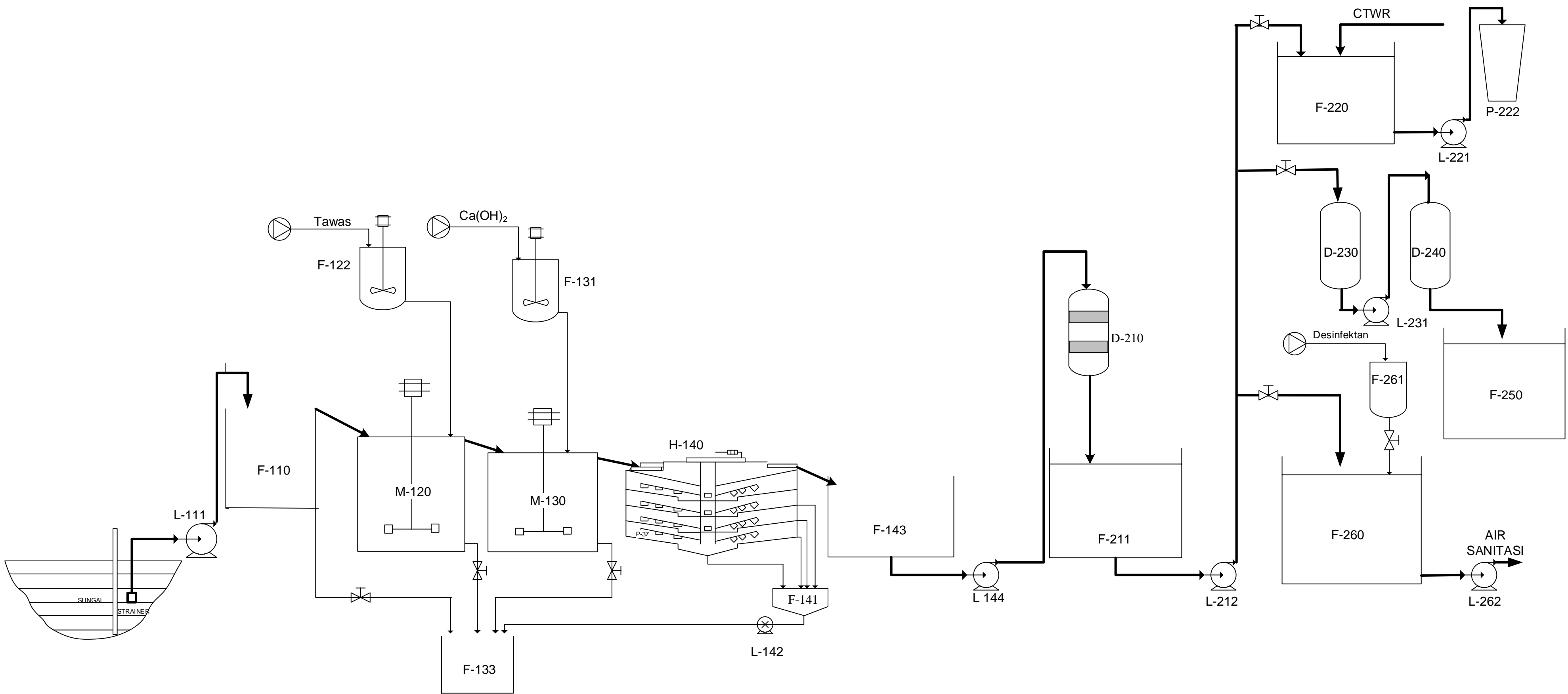
	DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI	
	FAKULTAS VOKASI	
	INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER	
PABRIK BENZENE DARI TOLUENE DAN HIDROGENE		
DENGAN PROSES HYDRODEALKILASI THERMAL		
Dikerjakan oleh :		
NAMA/ NRP :	SELLANANDA SELLY PRATIWI/2314030035	
	IBNU MUBAROK/2314030036	
DOSEN		
PEMBIMBING	Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT.	

Komponen	Nomor aliran																															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
C ₇ H ₈	16694,63	3886,9	20581,59	20581,59	20581,59		3,24	3,24	20581,59	3,24	4116,97	4116,97	4116,97	4116,97	4116,97	4116,97	3,24	4113,73	183,58	3930,15	3930,15	8,4	4,47	3,93	24888,82	20962,61	3926,22	3986,95	100	176,99	137,73	39,26
C ₆ H ₆	2,49	12,63	15,12	15,12	15,12		5,49	5,49	15,12	5,49	12863,89	12863,89	12863,89	12863,89	12863,89	12863,89	5,49	125858,4	228,71	12629,69	12629,69	26965,67	14348,62	12617,06	80,06	67,43	12,63	12,95	0,32			
C ₁₂ H ₁₀		11,15	11,15	11,15	11,15				11,15		1115,41	1115,41	1115,41	1115,41	1115,41	1115,41		1115,41		1115,41	1115,41				7070,71	5955,3	1115,41	11,44	0,29	4977,87	3873,62	1104,25
H ₂						1381,7	39787,96	41169,66		41169,66	40826	40826	40826	40826	40826	40826	39787,96	1038,04	1038,04													
CH ₄						43,85	1229,44	1273,29		1273,29	4137,26	4137,26	4137,26	4137,26	4137,26	4137,26	1229,45	2907,82	2902,55	5,27	5,27	11,27	6	5,27								
Total	16697,12	3910,68	20607,86	20607,86	20607,86	1425,55	41026,13	42451,68	20607,86	42451,68	63059,53	63059,53	63059,53	63059,53	63059,53	63059,53	41026,14	135033,4	4352,88	17680,52	17680,52	26985,34	14359,09	12626,26	32039,59	26985,34	5054,26	4011,34	100,61	5154,86	4011,35	1143,51

PENGOLAHAN AIR

PABRIK BENZENE DARI TOLUENE DAN HIDROGEN DENGAN PROSES

HYDRODEALKILASI THERMAL



28	L-262	Pompa Air Sanitasi	1
27	F-261	Tangki Desinfektan	1
26	F-260	Tangki Penampung Air Sanitasi	1
25	L-261	Pompa Air Proses	1
24	F-250	Tangki Penampung	1
23	D-240	Anion Exchanger	1
22	L-231	Pompa	1
21	D-230	Kation Exchanger	1
20	F-230	Tangki Penampung Air Proses	1
19	P-222	Cooling Tower	1
18	L-221	Pompa Air Pendingin	1
17	F-220	Tangki Penampung Air Bersih	1
16	L-212	Pompa Air Jernih	1
15	F-211	Bak Penampung Air Bersih	1
14	D-210	Sand Filter	1
13	L-144	Pompa Air Bersih	1
12	F-143	Tangki Penampung Air Bersih	1
11	L-142	Pompa Lumpur	1
10	F-141	Bak Penampung Lumpur Sementara	1
9	H-140	Clarifier	1
8	F-133	Bak Penampung Lumpur	1
7	L-132	Pompa Lumpur	1
6	F-131	Tangki Ca(OH) ₂	1
5	M-121	Tangki Flokulasi	1
4	F-121	Tangki Tawas	1
3	M-120	Tangki Koagulasi	1
2	L-111	Pompa Air Sungai	1
1	F-110	Bak Pengendapan Air Sungai	1
Nomor	Kode Alat	Keterangan	Jumlah
Digambar Oleh :			
Sellananda Selly Pratiwi / 2314030035			
Ibnu Mubarak / 2314030036			
Pembimbing			
Dr. Ir. Lily Pudjiastuti			
Flowsheet :			
UTILITAS PABRIK BENZENE DARI TOLUENE DAN HIDROGEN DENGAN PROSES HYDRODEALKILASI THERMAL			
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI			
FAKULTAS VOKASI			
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER			
SURABAYA			
2017			

RIWAYAT PENULIS



Sellananda Selly Pratiwi, penulis dilahirkan di Ponorogo pada tanggal 6 Juli 1995. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Pembina pada tahun 2002, lulus dari SD Negeri 1 Nologaten pada tahun 2008, lulus dari SMP Negeri 1 Ponorogo pada tahun 2011 dan lulus dari SMA Negeri 2 Ponorogo pada tahun 2014. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi Diploma III Teknik Kimia ITS dengan Nomor Registrasi 2314 030 035. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Akademik dan Kesejahteraan Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2014-2015), Anggota aktif Unit Kegiatan Tari dan Karawitan ITS (2014-2017), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT.Gresik Gases Indonesia- PT.Gresik Power Indonesia (PT. Linde Group).

Email : sellanandaselly@gmail.com

Telp : +62 857 4921 1677

RIWAYAT PENULIS



Ibnu Mubarak, penulis dilahirkan di Trenggalek pada tanggal 8 April 1995. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari RA Himmatul Ulum tahun 2001, lulus dari MI Himmatul Ulum pada tahun 2007, lulus dari MTsN Model Trenggalek pada tahun 2010 dan lulus dari SMKN 1 Pogalan Trenggalek pada tahun 2013. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi Diploma III Teknik Kimia FTI-ITS dengan Nomor Registrasi 2314 030 036.

Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Hubungan Masyarakat Mahasiswa DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2015-2016) dan Ketua Departemen Hubungan Masyarakat Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2016-2017), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. Semen Indonesia (PERSERO) Tbk, Pabrik Tuban.

Email : ibnuxmubarak@gmail.com

Telp : +62 856 0645 3400